



TUGAS AKHIR TK 145501

**PABRIK ASAM SALISILAT BERBAHAN BAKU PHENOL
MENGUNAKAN PROSES KARBOKSILASI KOLBE-
SCHMITT**

Catur Puspitasari
NRP. 2313 030 093

Eriska Wahyu Kusuma
NRP. 2313 030 099

Dosen Pembimbing
Ir. Elly Agustiani, M.Eng

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016**



FINAL PROJECT TK 145501

**MANUFACTURE OF SALICYLIC ACID FROM PHENOL
USING KOLBE-SCHMITT'S CARBOXYLATION
PROCESS**

Catur Puspitasari
NRP. 2313 030 093

Eriska Wahyu Kusuma
NRP. 2313 030 099

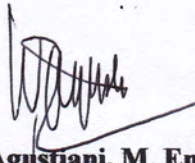
Supervisor
Ir. Elly Agustiani, M.Eng

**STUDY PROGRAM OF DIII CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2016**

LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK ASAM SALISILAT BERBAHAN BAKU
PHENOL MENGGUNAKAN PROSES
KARBOKSILASI KOLBE-SCHMITT

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



Ir. Elly Agustiani, M. Eng.

NIP. 19580819 198503 2 003

Mengetahui,

Ketua Program Studi
DIII Teknik Kimia FTI-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001

Koordinator Tugas Akhir
DIII Teknik Kimia FTI-ITS



Warlinda EkaTriastuti, S.Si, MT.
NIP. 19830308 201012 2 007

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir
pada tanggal 15 Juni 2016, untuk tugas akhir dengan judul :
**"Pabrik Asam Salisilat Berbahan Baku Phenol Menggunakan
Proses Karboksilasi Kolbe-Schmitt"** yang disusun oleh :

Catur Puspitasari	(2313 030 093)
Eriska Wahyu Kusuma	(2313 030 099)

Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji,



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.
NIP. 19510729 198603 2 001



Ach. Ferdiansyah P.P., ST., MT
NIDN. 0717068801

Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir

Dosen Pembimbing



Warlinda Eka T., S.Si, MT.
NIP. 19830308 201012 2 007



Ir. Elly Agustiani, M. Eng.
NIP. 19580819 198503 2 003

PABRIK ASAM SALISILAT BERBAHAN BAKU PHENOL MENGUNAKAN PROSES KARBOKSILASI KOLBE-SCHMITT

Nama Mahasiswa : Catur Puspitasari (2313 030 093)
: Eriska Wahyu Kusuma (2313 030 099)
Jurusan : D-III Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Ir. Elly Agustiani, M.Eng

ABSTRAK

Asam salisilat memiliki karakteristik antara lain berbentuk serbuk kristal, warna putih dan meleleh pada suhu 157-159 °C. Pabrik ini menggunakan proses karboksilasi Kolbe-Schmitt dan mempunyai kapasitas sebesar 91200 kg asam salisilat/hari. Lokasi pendirian pabrik di kawasan industri Cilegon dipilih berdasarkan ketersediaan bahan baku, air dan kemudahan transportasi.

Dalam proses pembuatan asam salisilat ini meliputi tiga tahap, yaitu pembentukan natrium phenolate, natrium salisilat dan asam salisilat. Pada tahap pembentukan natrium phenolate, phenol direaksikan dengan larutan NaOH 55% kondisi operasi 90 °C 1 atm. Pada tahap pembentukan natrium salisilat, natrium phenolate direaksikan dengan gas CO₂ pada kondisi operasi 175 °C 4 atm. Pada tahap pembentukan asam salisilat, natrium salisilat direaksikan dengan H₂SO₄ 98% pada kondisi operasi 60 °C 1 atm.

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 330 hari /tahun dan 24 jam /hari. Total bahan baku utama yang dibutuhkan sebesar 17478,13 kg/hari dengan bahan baku pendukung yaitu karbon aktif. Kebutuhan utilitasnya adalah air sanitasi, air boiler, air pendingin, dan air proses yaitu masing-masing sebesar 84 m³/hari, 3152,8 m³/hari, 509,22 m³/hari, dan 928,32 m³/hari.

Kata kunci : Asam Salisilat, natrium phenolate, natrium salisilat, dan karboksilasi

SALICYLIC ACID PLANT FROM PHENOL WITH KOLBE-SCHMITT CARBOXYLATION PROCESS

Name : Catur Puspitasari (2313 030 093)
: Eriska Wahyu Kusuma (2313 030 099)
Department : D-III Teknik Kimia FTI-ITS
Lecturer : Ir. Elly Agustiani, M.Eng

ABSTRACT

The characteristic of salicylic acid are crystal powder, white, and melt in temperature of 157-159 °C. This salicylic acid plant use Kolbe-Schmitt carboxylation process with a capacity of 91200 kg salicylic acid/hour. This plant located in Cilegon, the location is chosen for its raw material and water availability, also the ease of transportation.

Salicylic acid production process consists of 3 stages, which are formation of sodium phenolate, sodium salisilate and salicylic acid. In the formation of sodium phenolate, phenol is reacted with NaOH 55% process at 90 °C 1 atm. In the formation of sodium salisilate, the sodium phenolate is reacted with CO₂ with a process at 175 °C 4 atm. In the formation of salicylic acid, the sodium salisilate is reacted with H₂SO₄ 98% with a process at 60 °C 1 atm.

This plant is projected to operate batch for 24 hours/day and 330 days/year. This plant required 17478,13 kg/day of raw material and activated carbon as the supporting materials. The water utilities required for this plant are sanitation water, boiler water, cooling water, and process water respectively by 84 m³/day, 3152,8 m³/day, 509,22 m³/day, and 928,32 m³/day

Key word : Salicylic Acid, sodium phenolate, sodium salisilate, and carboxylation.

KATA PENGANTAR

Puji Syukur senantiasa kami panjatkan kehadiran Allah SWT oleh karena rahmat dan karuniaNya sehingga pada akhirnya kami sebagai penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir kami yang berjudul “Pabrik Asam Salisilat Berbahan Baku Phenol Menggunakan Proses Karboksilasi Kolbe-Schmitt”.

Tidak lupa juga kami mengucapkan banyak terima kasih kepada berbagai pihak yang telah membantu kami dalam penyusunan hingga penulisan Tugas Akhir ini, antara lain:

1. Ibu, Bapak, dan keluarga tercinta, atas dukungan, doa dan nasehat-nasehatnya.
2. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS, selaku ketua program studi D-III Teknik Kimia FTI-ITS
3. Ibu Elly Agustiani, M.Eng, selaku dosen pembimbing yang selalu membimbing dan membantu menyelesaikan tugas akhir kami.
4. Ibu Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd, selaku dosen penguji Tugas Akhir kami.
5. Bapak Achmad Ferdiansyah, PP. ST.MT, selaku dosen penguji Tugas Akhir kami.
6. Ibu Warlinda Eka Triastuti. S.Si.MT, selaku Koordinator Tugas Akhir kami.
7. Bapak dan Ibu dosen serta karyawan D-III Teknik Kimia FTI-ITS semuanya.
8. Rekan-rekan seperjuangan angkatan 2013 atas kerjasamanya selama menuntut ilmu di D-III Teknik Kimia FTI-ITS semuanya.

Kami menyadari akan banyaknya kekurangan dalam penulisan Tugas Akhir ini, namun kami sebagai penyusun berharap agar Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi para pembaca sekalian, khususnya dalam menambah wawasan bagi para pembacanya.

Surabaya, Juni 2016

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	v
DAFTAR GRAFIK	vi
DAFTAR TABEL	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang	I-1
I.2. Dasar Teori	I-5
I.3. Kegunaan.....	I-8
I.4. Sifat Fisika dan Kimia	I-8
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-3
II.3 Uraian Proses Terpilih.....	II-3
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA ..	VII-1
BAB VIII PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI.....	III-1
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	IX-1
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	viii
DAFTAR PUSTAKA.....	ix
LAMPIRAN :	
APPENDIKS A	A-1
APPENDIKS B	B-1
APPENDIKS C	C-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Struktur Molekul Asam Salisilat	I-5
Gambar I.2 Reaksi Karboksilasi Kolbe	I-7
Gambar I.3 Reaksi Deprotonasi Phenol oleh Ion Hidroksida ...	I-7
Gambar I.4 Reaksi Karboksilasi	I-7
Gambar I.5 Reaksi Protonasi Sodium Salisilat dengan Ion Hidrogen	I-8
Gambar II.1 Blok Diagram Proses Kolbe	II-1
Gambar II.2 Blok Diagram Proses Kolbe Schmitt	II-2
Gambar II.3 Blok Diagram Proses Terpilih	II-5
Gambar C.4 Skema Sistem Pompa	C-14

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1 Jumlah Impor Asam Salisilat.....	I-3
---	-----

DAFTAR TABEL

Tabel I.1. Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia	I-3
Tabel I.2. Sifat Fisik dan Kimia Phenol	I-9
Tabel I.3. Sifat Fisik dan Kimia Natrium Hidroksida	I-9
Tabel I.4. Sifat Fisik dan Kimia Karbon Dioksida	I-9
Tabel I.5. Sifat Fisik dan Kimia Asam Sulfat	I-10
Tabel II.1. Perbandingan Macam-Macam Proses Pembuatan Asam Salisilat	II-2
Tabel III.1. Neraca Massa Tangki Pelarutan NaOH (M-110)	III-1
Tabel III.2. Neraca Massa Reaktor Na-Phenolate (R-210)	III-1
Tabel III.3. Neraca Massa <i>Vacuum Dryer</i> (B-220)	III-2
Tabel III.4. Neraca Massa Reaktor Na-Salisilat (R-230)	III-2
Tabel III.5. Neraca Massa Tangki Decolorasi (M-240)	III-2
Tabel III.6. Neraca Massa <i>Filter Press</i> (H-250)	III-3
Tabel III.7. Neraca Massa Asam Salisilat (R-260)	III-3
Tabel III.8. Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (H-270)	III-4
Tabel III.9. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (B-120)	III-4
Tabel III.10. Neraca Massa <i>Cyclone</i> (H-123)	III-4
Tabel IV.1. Neraca Panas Tangki Pelarutan NaOH (M-110)	IV-1
Tabel IV.2. Neraca Panas Reaktor Na-Phenolate (R-210)	IV-1
Tabel IV.3. Neraca Panas CO ₂ <i>Pre Heater</i> (E-134)	IV-2
Tabel IV.4. Neraca Panas <i>Vacuum Dryer</i> (B-220)	IV-2
Tabel IV.5. Neraca Panas <i>Barometric Condenser</i> (E-222)	IV-2
Tabel IV.6. Neraca Panas Reaktor Na-Salisilat (R-230)	IV-3
Tabel IV.7. Neraca Panas Kondensor (E-335)	IV-3
Tabel IV.8. Neraca Panas Tangki Penyimpan (L-162)	IV-4
Tabel IV.9. Neraca Panas Heater (E-263)	IV-4
Tabel IV.10. Neraca Panas Asam Salisilat (R-260)	IV-5
Tabel IV.11. Neraca Panas <i>Heater</i> (E-122)	IV-5
Tabel IV.12. Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> (B-120)	IV-6
Tabel V.1. Bin Penyimpan NaOH	V-1
Tabel V.2. Tangki Penyimpan Asam Sulfat	V-1
Tabel V.3. Tangki Pelarutan NaOH (M-110)	V-2
Tabel V.4. Pompa	V-3
Tabel V.5. Reaktor Natrium Phenolate (R-220)	V-3

Tabel V.6. Kompresor (G-133)	V-4
Tabel V.7. <i>Heater</i> (E-134).....	V-5
Tabel V.8. <i>Steam Jet Ejector</i> (G-223)	V-5
Tabel V.9. <i>Barometric Condenser</i> (E-222)	V-5
Tabel V.10. <i>Screw Conveyor</i> (J-231)	V-6
Tabel V.11. Reaktor Na-Salisilat.....	V-6
Tabel V.12. <i>Filter Press</i>	V-7
Tabel V.13. <i>Centrifuge</i>	V-7
Tabel V.14. <i>Rotary Dryer</i>	V-7
Tabel V.15. <i>Cyclone</i>	V-8
Tabel VI.1. Standar Air Minum WHO	VI-2
Tabel VI.2. Batas Kontrol Optimum Air Boiler	VI-4



5. Kebutuhan air

Jumlah kebutuhan air total pabrik asam salisilat berbahan baku phenol menggunakan proses karboksilasi Kolbe-schmitt per hari adalah:

- Air sanitasi	= 84
- Air boiler	= 509,22
- Air pendingin	= 3152,8
- Air proses	= 928,32
Total	= 4674,25 kg/hari

DAFTAR NOTASI

No.	Simbol	Satuan	Keterangan
1	m	Kg	Massa
2	T	°C	Suhu
3	t	s	Waktu
4	R	m ² /s	Rate
5	Cp	Kcal/Kg°C	Heat capacity
6	H _L	Kcal/Kg	Entalpy liquid
7	H _v	Kcal/Kg	Emtalpy vapor
8	Nre	-	Reynold number
9	λ	Kcal/Kg	Panas latent
10	V	Lt	Volume
11	ρ	g/cc	Densitas
12	μ	Pa.s	Viscositas
13	D	m	Diameter
14	A	m ²	Luas
15	v	m/s	Kecepatan
16	P	atm	Tekanan
17	F	-	Friksi
18	mda	Lbm/h	Kecepatan alir udara
19	M _w	Lbm/h	Kecepatan alir air
20	W	lbH ₂ O/Lb dry air	Humidty
21	Q	KW	<i>Power</i>

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

I.1.1 Sejarah

Asam salisilat pertama kali ditemukan pada tahun 1763, oleh seorang pendeta, Reverend Edward Stone di dalam batang sebuah tumbuhan bernama *Salix alba*. Ekstrak aktif dari batang disebut dengan salicin, yang dinamai berdasarkan nama latin dari *Salix* putih yaitu *Salix alba*, yang diisolasi dan diberi nama oleh seorang ahli kimia Jerman bernama Johann Andreas Buchner pada tahun 1828. Pada tahun 1829, seorang ahli farmasi berhasil untuk mengekstrak substansi tersebut dalam jumlah yang banyak. Raffaele Piria, seorang ahli kimia Itali berhasil mengonversi substansi menjadi gula dan produk sampingnya, yang mana bila dioksidasi menjadi asam salisilat (*Anonim, 2015*).

Pada tahun 1860 Hermann Kolbe mensintesis asam salisilat dari phenol dan natrium hidroksida, dengan waktu proses selama 12 jam dan yield dihasilkan sebesar 50%. Kemudian pada tahun 1885, Rudolf Schmitt berhasil memodifikasi proses Kolbe sehingga dapat menghasilkan yield sebesar 90-99% dengan waktu proses yang lebih singkat yaitu selama 5 jam.

I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Asam salisilat merupakan bahan kimia yang cukup penting dalam kehidupan sehari-hari serta memiliki nilai ekonomis yang cukup tinggi. Asam salisilat diklasifikasikan sebagai bahan kimia halus yang sering digunakan secara eksklusif sebagai bahan baku obat dalam industri farmasi. Dalam industri farmasi, asam salisilat digunakan sebagai bahan baku pembuatan aspirin, metil salisilat, salisilamide, dan dalam industri kimia lainnya yang berhubungan dengan pencelupan, pembuatan karet, dan resin kimia.

Asam salisilat diklasifikasikan sebagai bahan kimia halus yang sering digunakan secara eksklusif sebagai bahan baku obat dalam industri farmasi. Asam salisilat dan derivatnya sangat



BAB I Pendahuluan

dibutuhkan semenjak kebutuhan akan aspirin meningkat (*Faith, 1966*).

Kebutuhan asam salisilat terus bertambah seiring dengan bertambahnya kebutuhan industri dalam memenuhi permintaan pasar. Hal ini didukung dengan adanya industri-industri yang menggunakan asam salisilat sebagai bahan baku utama. Walaupun tingkat konsumsi asam salisilat cukup besar, namun hingga saat ini Indonesia masih bergantung pada negara lain. Berdasarkan Badan Pusat Statistik Indonesia, pada tahun 2014 kebutuhan impor Indonesia meningkat. Hal ini terjadi mengingat industri yang bergerak dalam bidang pembuatan asam salisilat di Indonesia masih sedikit.

Perkembangan harga asam salisilat di pasaran semakin meningkat dengan meningkatnya permintaan yang jauh melebihi kapasitas produksinya. Melihat perkembangan kebutuhan asam salisilat yang semakin meningkat tidak menutup kemungkinan industri ini akan menarik minat para investor untuk menanamkan modal. Oleh karena itu, besar kemungkinan industri ini dapat berdiri dan bersaing dengan industri asam salisilat lainnya sehingga dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, serta dapat menghemat devisa yang selama ini digunakan untuk mengimpor asam salisilat dari negara luar.

I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan asam salisilat ini adalah phenol, kaustik soda, gas CO_2 , dan H_2SO_4 . Phenol dihasilkan oleh PT Anugerah Putra Kencana dengan kemurnian kristal phenol 99,9%. Kaustik soda dihasilkan oleh PT *Asahimas Subentra* Chemicals Cilegon dengan produksi 285.000 ton/tahun dan PT Sulfindo Adiusaha Serang dengan produksi 215.000 ton/tahun. Gas CO_2 dihasilkan oleh PT Samator dengan produksi 360 ton/hari. H_2SO_4 dihasilkan oleh PT *Indonesian Acid Industry* dengan produksi 82.500 ton/tahun.



I.1.4 Kapasitas Produksi

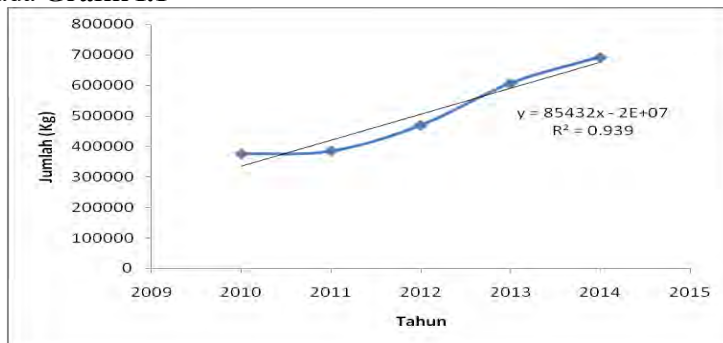
Selama ini, pemenuhan kebutuhan asam salisilat hanya mengandalkan impor dari Negara lain. Di Indonesia sendiri belum terdapat pabrik asam salisilat. Kebutuhan asam salisilat di Indonesia berdasarkan data impor ditunjukkan pada **Tabel I.1**:

Tabel I.1 Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia

No	Tahun	Kebutuhan di Indonesia (Kg)	Tersedia di Indonesia (Kg)	Ekspor (Kg)	Impor (Kg)
1	2010	375486	0	0	375486
2	2011	384920	0	0	384920
3	2012	469217	0	0	469217
4	2013	606376	0	0	606376
5	2014	691920	0	0	691920
Total		2527919	0	0	2527919

(Badan Pusat Statistik, 2015)

Dari data kebutuhan asam salisilat, didapatkan kurva grafik yang menunjukkan semakin meningkatnya jumlah impor asam salisilat tiap tahunnya untuk memenuhi kebutuhan asam salisilat dalam negeri. Kurva kenaikan jumlah impor ditunjukkan pada **Grafik I.1**



Grafik I.1 Jumlah Impor Asam Salisilat



BAB I Pendahuluan

Dari **Grafik I.1** didapatkan persamaan regresi linier untuk memprediksikan jumlah impor untuk memenuhi kebutuhan asam salisilat tahun 2020 (tahun ke-11):

$$\begin{aligned} Y &= 85432x - 20000000 \\ &= 85432(2020) - 20000000 \\ &= 152.572.640 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Dari data diatas, dan setelah proyeksikan ke dalam persamaan dapat diperkirakan bahwa kebutuhan asam salisilat meningkat. Dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, diharapkan dapat mengganti 20% kebutuhan impor asam salisilat Indonesia.

I.1.4 Pemilihan Lokasi

Lokasi pabrik merupakan salah satu aspek yang sangat penting yang dapat menentukan sukses tidaknya suatu industri. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik, salah satunya adalah yang dapat memberikan keuntungan untuk waktu yang lama termasuk pertimbangan untuk memperluas lahan pabrik dimasa depan.

Berdasarkan faktor-faktor yang mempengaruhi lokasi pabrik, maka lokasi pabrik asam salisilat direncanakan berdiri di Cilegon, di daerah kawasan industri Cilegon. Yang menjadi pertimbangan pemilihan lokasi pabrik asam salisilat antara lain sebagai berikut:

I. Faktor Utama

1. Bahan Baku

Bahan baku pabrik asam salisilat ini adalah NaOH yang diperoleh dari PT Asahimas Subentra Chemicals. Sedangkan phenol diperoleh dari Bekasi yang lokasinya tidak jauh dari rencana lokasi pabrik. Untuk lebih mempermudah transportasi bahan baku, maka pabrik harus berada di dekat pelabuhan dan bandara.

2. Pemasaran

Lokasi pabrik yang dipilih harus dapat mempermudah transportasi dan pendistribusian barang sampai dengan tujuannya yang dapat memberikan efek terhadap waktu dan



uang. Pemasaran hasil produksi untuk kebutuhan lokal tidak akan mengalami hambatan karena tersedianya sarana transportasi darat, udara, maupun laut.

3. Listrik dan Air

Pabrik membutuhkan energi listrik untuk menjalankan mesin dan memberikan penerangan cahaya secara keseluruhan terhadap daerah pabrik. Listrik mudah diperoleh karena lokasi pabrik yang dipilih adalah kawasan industri dengan listrik yang disuplai dari PLN. Sedangkan air dapat diperoleh dari PDAM dan unit pengolahan air yang terdapat di kawasan industri.

II. Faktor Khusus

1. Letak Geografis

Lokasi yang dipilih memiliki kondisi geografis cukup baik berupa dataran rendah dan rata. Struktur tanah yang cukup baik sehingga memungkinkan tidak adanya faktor gangguan cuaca maupun bencana alam seperti gempa bumi dan banjir.

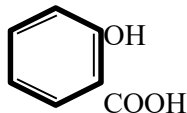
2. Tenaga Kerja

Tenaga kerja sangat mudah diperoleh karena lokasi pabrik berada di sekitar pemukiman penduduk. Hal ini sekaligus dapat mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia serta dapat membuka lapangan kerja baru.

I.2 Dasar Teori

I.2.1 Asam Salisilat

Asam salisilat bebas adalah sebuah bubuk Kristal yang meleleh pada suhu 157-159°C. Asam salisilat cukup larut dalam air tapi sangat larut dalam pelarut organik polar.



Gambar I.1 Struktur Molekul Asam Salisilat



BAB I Pendahuluan

Asam salisilat mudah larut dalam air, dapat menyublim tetapi dapat terdekomposisi dengan mudah menjadi karbon dioksida dan phenol bila dipanaskan secara cepat pada suhu sekitar 200 °C. Selain itu asam salisilat mudah menguap dalam *steam* (Hayat, 2007).

Asam salisilat adalah turunan dari asam karboksilat. Suatu asam karboksilat adalah suatu senyawa organik yang mengandung gugus karboksil, $-\text{COOH}$. Gugus karboksil mengandung sebuah gugus karbonil dan sebuah hidroksil: antar-aksi dari kedua gugus ini mengakibatkan suatu kereaktifan kimia yang unik untuk asam karboksilat. Asam karboksilat penting secara biologis maupun komersial (Fessenden, 1997).

Asam salisilat kebanyakan digunakan sebagai obat-obatan dan sebagai bahan intermediet pada pabrik obat dan pabrik farmasi seperti aspirin dan beberapa turunannya. Sebagai antiseptik, asam salisilat merupakan zat yang mengiritasi kulit dan selaput lendir. Asam salisilat tidak diserap oleh kulit, tetapi membunuh sel epidermis dengan sangat cepat tanpa memberikan efek langsung pada sel dermis. Setelah pemakaian beberapa hari akan menyebabkan terbentuknya lapisan-lapisan kulit yang baru. Obat ini sangat spesifik untuk rematik akut yang dapat mencegah kerusakan jantung yang biasanya terjadi akibat rematik, tetapi menghilangkan sakit yang amat sangat secara keseluruhan, dan beberapa saat setelah pemakaiannya akan menurunkan temperatur tubuh kembali normal (Rieko, 2007).

10-20% asam salisilat dalam larutan yang terdiri dari asam nitrat selulosa dalam eter dan alkohol digunakan sebagai penghilang kutil dan katimumul pada kaki. Dalam hal ini asam salisilat menyebabkan pelunakan lapisan kulit sehingga katimumul dan kutil akan terlepas bersama kulit mati. Bubuk sehalus debu yang mengandung asam salisilat yang dikombinasikan dengan methanol, camphor, asam boric dan kanji digunakan dalam pengobatan penderita epidermophytosis. Sedangkan bubuk dengan 2-4% asam salisilat dalam bedak digunakan sebagai pengobatan untuk penderita hyperhidrosis, yaitu penyakit kulit yang

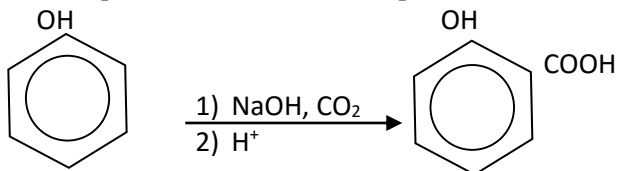


diidentifikasi dengan kelebihan dalam mengeluarkan keringat (Rieko, 2007).

I.2.2 Proses Karboksilasi Kolbe

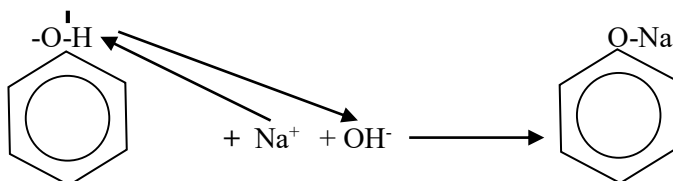
Karboksilasi adalah pengenalan gugus karboksil (COOH) atau karbon dioksida ke senyawa (Anonim, 2012).

Reaksi Kolbe adalah reaksi karboksilasi, penambahan gugus karboksil pada cincin benzene dari phenol.



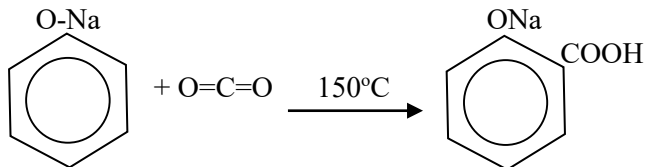
Gambar I.2 Reaksi Karboksilasi Kolbe

Mekanisme dari reaksi Kolbe-Schmitt dimulai dengan deprotonasi phenol oleh ion hidroksida dari natrium hidroksida yang mana menghasilkan phenoxid (basa konjugasi dari phenol).



Gambar I.3 Reaksi Deprotonasi Phenol oleh Ion Hidroksida

Phenoxid ditambahkan pada karbon dioksida untuk membentuk karboksilat.

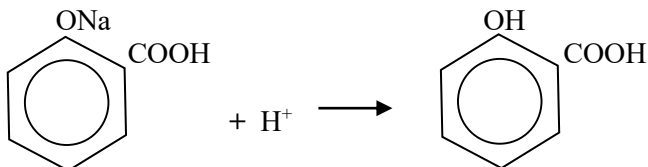


Gambar I.4 Reaksi Karboksilasi



BAB I Pendahuluan

Asam sulfat encer memprotonasi karboksilat sehingga terbentuk asam salisilat.



Gambar I.5 Reaksi Protonasi Sodium Salisilat dengan Ion Hidrogen

(www.chem.ucla.edu)

I.3 Kegunaan

Kegunaan asam salisilat dalam kehidupan sehari-hari adalah untuk mengawetkan makanan, antiseptik, dan campuran dalam pasta gigi. Asam salisilat digunakan pula sebagai bahan utama untuk aspirin. Ketika digunakan untuk jerawat, asam salisilat akan mencegah sel-sel kulit mati menutup folikel rambut sehingga mencegah penyumbatan pori-pori yang dapat menyebabkan jerawat. Asam salisilat juga membantu menghilangkan sel-sel kulit mati dari lapisan kulit. Untuk mengobati kutil, diperlukan dosis asam salisilat yang tinggi (Faith, 1961).

- | | |
|--|-------|
| 1. Aspirin (<i>acetylsalicylic acid</i>) | : 60% |
| 2. Obat-obatan lain
(termasuk metil salisilat dan salisilamide) | : 25% |
| 3. Lain-lain | : 15% |

I.4 Sifat Fisik dan Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

Berikut ini merupakan sifat fisik dan kimia yang dimiliki oleh bahan baku utama pembuatan asam salisilat:

**Tabel I.2** Sifat Fisik dan Kimia Phenol

Rumus Molekul	C_6H_6O
Berat Molekul	94,113 g/mol
Titik Beku	40,85°C
Titik Didih	182°C
Densitas (25°C)	1,071 Kg/m ³
Kelarutan dalam Air	0,82 g/100 mL

*(ScienceLab.com, 2000)***Tabel I.3** Sifat Fisik dan Kimia Natrium Hidroksida

Rumus Molekul	NaOH
Berat Molekul	39,998 g/mol
Titik Beku	318°C
Titik Didih	1390°C
Densitas (25°C)	2,1 Kg/m ³
Kelarutan dalam Air	50 g/100 mL

*(ScienceLab.com, 2000)***Tabel I.4** Sifat Fisik dan Kimia Karbon Dioksida

Rumus Molekul	CO_2
Berat Molekul	40,01 g/mol
Titik Beku	-56,42°C
Titik Didih	-78,5°C
Densitas (25°C)	1,539 Kg/m ³

(ScienceLab.com, 2000)

**Tabel I.5** Sifat Fisik dan Kimia Asam Sulfat

Rumus Molekul	H ₂ SO ₄
Berat Molekul	98,086 g/mol
Titik Beku	3°C
Titik Didih	280°C
Densitas (25°C)	1,84 Kg/m ³

(ScienceLab.com, 2000)

I.4.2 Bahan Baku Pendukung

1. Decolorizing Material

- Karbon Aktif

2. Air

- Rumus molekul : H₂O
- Berat molekul : 18
- Densitas : 1 g/cm³
- Titik didih : 100°C
- Titik beku : 0°C

(ScienceLab.com, 2000)

I.4.3 Produk

I.4.3.1 Produk Utama

Produk yang akan dihasilkan adalah asam salisilat yang memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

- Rumus molekul : C₇H₆O₇
- Berat molekul : 138
- Warna : putih
- Bentuk : powder
- Melting point : 159°C
- Boiling point : 211°C

(ScienceLab.com, 2000)

**I.4.3.2 Produk Samping**

Produk samping yang dihasilkan dari pembuatan asam salisilat adalah garam natrium sulfat yang memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

- Rumus molekul : Na_2SO_4
- Berat molekul : 142,04 g/mol
- Warna : bening
- Bentuk : liquid
- *Melting point* : 844°C
- *Boiling point* : 1429°C

(*ScienceLab.com, 2000*)

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

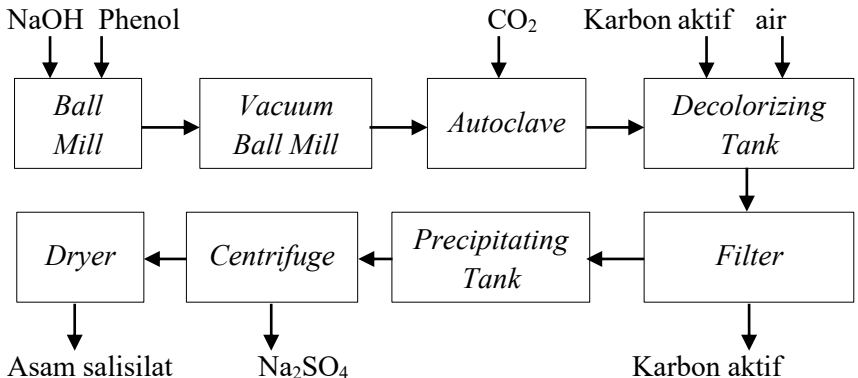
II.1 Macam Proses

Dalam pembuatan asam salisilat terdapat beberapa alternatif proses yang dapat dilakukan, yaitu:

1. Proses Kolbe
2. Proses Kolbe-Schmitt

II.1.1 Proses Kolbe

Pada tahun 1860 Hermann Kolbe mensintesis asam salisilat dengan cara membuat larutan encer sodium phenolat yang kemudian diumpankan ke dalam reaktor *ball mill* tertutup dan dikeringkan. Kemudian karbon dioksida diumpankan ke dalam *iron vessel reactor* dan campuran phenate kering dengan karbon dioksida direaksikan pada *range* temperatur 183-200°C sampai phenate terkonversi semua menjadi garam sodium salisilat. Garam ini dilarutkan di dalam air, kemudian larutan tersebut diasamkan sampai asam karboksilik aromatik hidroksi terendapkan. Asam ini kemudian *direcovery* dengan filtrasi dan dikeringkan

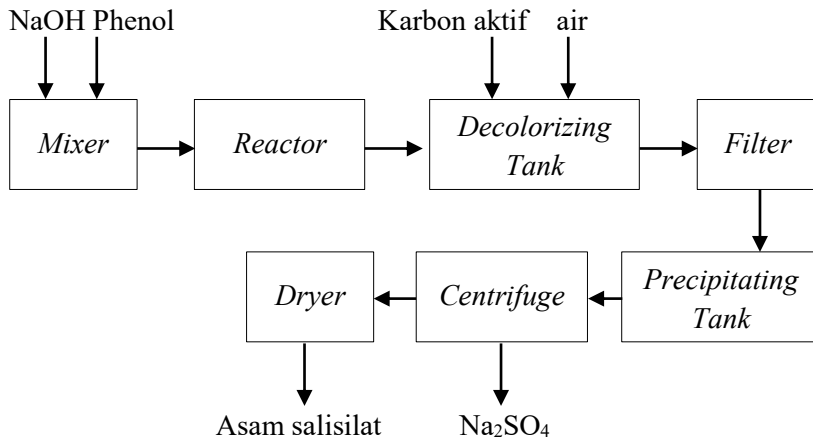


Gambar II.1 Blok Diagram Proses Kolbe



II.1.2 Proses Kolbe-Schmitt

Proses Kolbe-Schmitt merupakan proses terbaru yang mana dimodifikasi oleh Rudolf Schmitt pada tahun 1885. Pada proses ini karbon dioksida diumpankan pada suhu 165-175°C. Setelah sejumlah *equimolar* karbon dioksida terabsorpsi akan menghasilkan sodium salisilat dari sodium phenolate. *Crude* sodium salisilat yang dihasilkan dilarutkan dalam air dan diasamkan untuk mengendapkan asam salisilat yang kemudian *direcovery* dengan sentrifugasi dan dikeringkan dalam *rotary dryer* (Othmer, 1970).



Gambar II.2 Blok Diagram Proses Kolbe-Schmitt

Tabel II.1 Perbandingan Macam-macam Proses Pembuatan Asam Salisilat

	Macam Proses	
	Kolbe	Kolbe-Schmitt
Temperatur Operasi	183-200°C	165-175°C
Jumlah Reaktor	4	3
Tekanan	4-6 atm	4-6 atm



Waktu Operasi	12 jam	5-6 jam
Yield	70-80%	80-90%
Kemurnian	50%	90-99,5%

II.2 Seleksi Proses

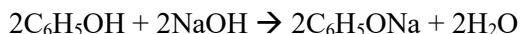
Proses Kolbe-Schmitt dipilih karena reaksi karboksilasi dapat dilakukan pada suhu 175°C antara karbon dioksida dengan logam alkali hidroksi aromatis yang terlebih dulu dibuat dengan mereaksikan logam alkali hidroksida dengan senyawa hidroksi aromatik. Kemajuan sintesis yang telah dikembangkan ini mencapai tahap peningkatan perolehan asam salisilat dengan konversi phenol yang lebih tinggi dan proses pemurnian asam salisilat yang tidak begitu rumit.

Faktor-faktor dipilihnya proses Kolbe-Schmitt sebagai proses pembuatan asam salisilat, yaitu:

1. Suhu yang dibutuhkan tidak terlalu tinggi sehingga lebih mudah dalam pengendalian suhu dan proses serta perancangan alat perpindahan panas lebih mudah dan hemat energi.
2. Waktu produksi lama, sehingga membutuhkan energi yang banyak.
3. Proses pemurnian tidak rumit.
4. Konversinya besar.
5. Alat yang mudah diperoleh sehingga penggantian alat mudah dilakukan.

II.3 Uraian Proses Terpilih

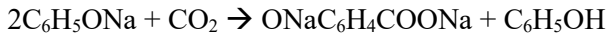
Asam salisilat dibuat dengan reaksi Kolbe-Schmitt dengan proses karboksilasi menggunakan gas CO₂. Bahan baku awal adalah phenol yang direaksikan dengan NaOH. Rasio molar phenol terhadap larutan NaOH adalah 1,1:1. Phenol diumpangkan menuju R-210. Secara bersamaan, larutan NaOH dengan *range* konsentrasi sekitar 25-55% dialirkan juga ke dalam reaktor yang sama sehingga terjadi reaksi pembentukan natrium phenolate.





BAB II Macam dan Uraian Proses

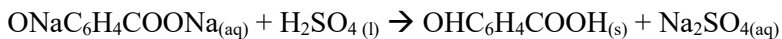
Larutan lewat jenuh natrium phenolate terbentuk kemudian dihilangkan sebagian kadar airnya di dalam *vacuum dryer* (B-310). Larutan natrium phenolate yang telah dikeringkan diumpankan menuju R-230. Gas CO₂ dengan konsentrasi 20 mol/jam diumpankan dengan suhu 175°C tekanan 4 atm. Reaksi yang terjadi:



Pada proses ini, tekanan akan meningkat hingga 6 atm seiring semakin banyaknya CO₂ yang terabsorpsi. Terjadi reaksi eksotermis dan suhu operasi dijaga maksimal hingga 175°C agar proses reaksi berjalan dengan sempurna. Operasi ini memakan waktu selama 5 jam.

Produk R-230 yang dihasilkan adalah natrium salisilat yang berupa serbuk yang kemudian ditambahkan air dengan perbandingan 1:8 untuk menghasilkan *concentrated stock solution*. Kemudian ditampung di dalam F-142 sebelum dialirkan menuju M-240 untuk didecolorasi. Proses decolorasi dilakukan untuk menghilangkan warna kuning dari larutan natrium salisilat, dengan menambahkan karbon aktif dengan perbandingan 80:1.

Setelah proses decolorasi selesai, larutan campuran dipompa menuju H-250 untuk memisahkan cake karbon aktif dengan larutan natrium salisilat. Filtrat ditampung di F-161 kemudian diasamkan dalam R-260 dengan penambahan H₂SO₄ 98% sehingga terjadi reaksi:

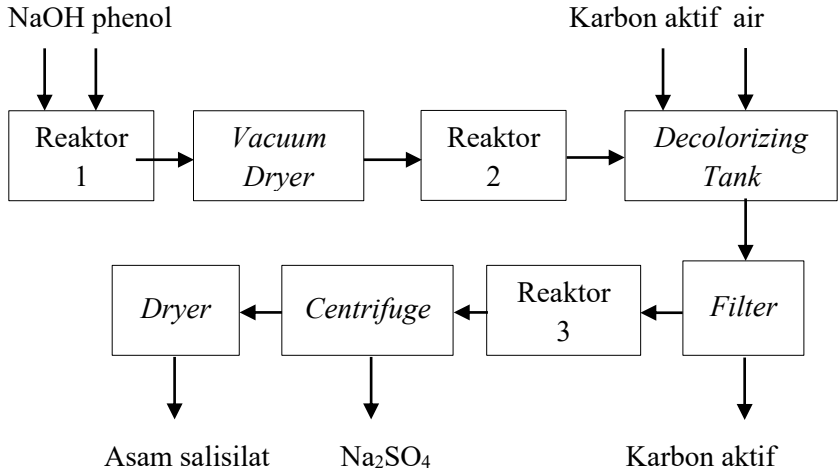


Asam salisilat yang terbentuk akan mengendap dalam larutan garam Na₂SO₄. Kemudian diseparasi dalam *centrifuge* untuk memisahkan kristal asam salisilat.

Asam salisilat yang telah terpisahkan dalam *centrifuge* kemudian dikeringkan di dalam *dryer*. Asam salisilat yang



terbentuk memiliki yield sebesar 85-90%, dengan kemurnian sekitar 90-99,5%



Gambar II.3 Blok Diagram Proses Terpilih

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 30.000 ton/tahun = 91200 kg/hari
 Waktu Operasi : 330 hari/tahun
 Basis waktu : 1 hari
 Satuan Massa : kilogram (kg)

III.1 Tangki Pelarutan (M-110)

Tabel III.1 Neraca Massa Tangki Pelarutan NaOH

Komponen	Masuk		Keluar
	F ₁	F ₂	F ₃
NaOH	29793,79		29793,79
H ₂ O		24376,74	24376,74
Total	54170,54		54170,54

III.2 Reaktor Na-phenolate (R-210)

Tabel III.2 Neraca Massa Reaktor Na-Phenolate

Komponen	Masuk		Keluar
	F ₃	F ₄	F ₅
C ₆ H ₅ OH		77016,96	10012,20
C ₆ H ₅ ONa			82686,72
NaOH	29793,79		1281,13
H ₂ O	24376,74	7,70	37215,14
Total	131195,20		131195,20



III.3 Vacuum Dryer (B-220)

Tabel III.3 Neraca Massa Vacuum Dryer

Komponen	Masuk		Keluar		
	F ₅	F ₆	F ₇	F ₈	F ₉
C ₆ H ₅ OH	10012,20				10012,20
C ₆ H ₅ ONa	82686,72				82686,72
NaOH	1281,13				1281,13
H ₂ O	37215,14			18570,96	18644,18
Steam/condensat		7129,44	7129,44		
Total	138324,64		138324,64		

III.4 Reaktor Na-salisilat (R-230)

Tabel III.4 Neraca Massa Reaktor Na-Salisilat

Komponen	Masuk			Keluar	
	F ₉	F ₁₀	F ₁₁	F ₁₂	F ₁₃
C ₆ H ₅ OH	10012,20				10012,20
C ₆ H ₅ ONa	82686,72				1138,87
NaOH	1281,13				1281,13
H ₂ O	18644,18		899748,38	18644,18	899748,38
HOC ₆ H ₄ COONa					112468,55
Karotenoid					11,25
CO ₂		31078,01		146,07	
impuritis		3,11		3,11	
Total	1043543,73			1043543,73	

III.5 Tangki Decolorasi (M-240)

Tabel III.5 Neraca Massa Tangki Decolorasi

Komponen	Masuk		Keluar
	F ₁₃	F ₁₄	F ₁₅
C ₆ H ₅ OH	10012,20		143,17
C ₆ H ₅ ONa	1138,87		1138,87
NaOH	1281,13		1281,13
H ₂ O	899748,38		899748,38



HOC ₆ H ₄ COONa	112479,79		112468,55
Karotenoid	11,25		
Karbon aktif		962,71	10842,99
Total	1025623,09		1025623,09

III.6 Filter Press (H-250)

Tabel III.6 Neraca Massa Filter Press

Komponen	Masuk	Keluar	
	F ₁₅	F ₁₆	F ₁₇
C ₆ H ₅ OH	143,17	0,38	142,79
C ₆ H ₅ ONa	1138,87	1,28	1137,59
NaOH	1281,13	0,24	1280,89
H ₂ O	899748,38	2403,47	899748,38
HOC ₆ H ₄ COONa	112468,55	300,43	112168,11
Karbon aktif	10842,99	10842,99	
Total	1025623,09	1025623,09	

III.7 Reaktor Asam salisilat (R-260)

Tabel III.7 Neraca Massa Reaktor Asam Salisilat

Komponen	Masuk		Keluar
	F ₁₇	F ₁₈	F ₁₉
HOC ₆ H ₄ COOH			95777,55
HOC ₆ H ₄ COONa	112168,11		1121,68
C ₆ H ₅ OH	142,79		1064,63
C ₆ H ₅ ONa	1137,59		
H ₂ O	897344,91	735,79	898655,67
H ₂ SO ₄		36053,70	
Na ₂ SO ₄			52241,07
NaOH	1277,71		
Total	1048860,60		1048860,60

**III.8 Centrifuge (H-270)****Tabel III.8** Neraca Massa *Centrifuge*

Komponen	Masuk	Keluar	
	F ₁₉	F ₂₀	F ₂₁
HOC ₆ H ₄ COOH	95777,55	95777,55	
HOC ₆ H ₄ COONa	1121,68	2,30	1119,38
C ₆ H ₅ OH	1064,63	2,18	1062,45
H ₂ O	898655,67	1843,02	896812,65
Na ₂ SO ₄	52241,07	107,14	52133,94
Total	1048860,60	1048860,60	

III.9 Rotary Dryer (B-120)**Tabel III.9** Neraca Massa *Rotary Dryer*

Komponen	Masuk		Keluar	
	F ₂₀	F ₂₂	F ₂₄	F ₂₃
HOC ₆ H ₄ COOH	95777,55		1923,12	93854,43
HOC ₆ H ₄ COONa	2,30			2,30
C ₆ H ₅ OH	2,18			2,18
H ₂ O	1843,02		1223,28	619,74
Na ₂ SO ₄	107,14			107,14
Udara panas		268089,84	268089,84	
Total	365822,03		365822,03	

III.10 Cyclone (H-123)**Tabel III.10** Neraca Massa *Cyclone*

Komponen	Masuk	Keluar	
	F ₂₄	F ₂₅	F ₂₆
HOC ₆ H ₄ COOH	1923,12	38,46	1884,66
Udara panas	269313,12	269313,12	
Total	271236,24	271236,24	

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas = 30.000 ton asam salisilat/tahun
 = 91200 kg asam salisilat/hari
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun ; 24 jam/hari
 Satuan Panas = Kkal
 Basis Waktu = 1 hari
 Suhu Referensi = 25 °C = 298 °K

1. Tangki Pelarutan

Tabel IV.1 Neraca Panas Tangki Pelarutan NaOH (M-110)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	68525,73	NaOH	605091,02
H ₂ O	68525,73	H ₂ O	1074849,72
		ΔHs	-1489689,75
Total	137051,46		190250,99

2. Reaktor Na-Phenolate

Tabel IV.2 Neraca Panas Reaktor Na-Phenolate (R-210)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	605091,02	C ₆ H ₅ ONa	2423961,17
H ₂ O	1074849,72	NaOH	38305,88
		C ₆ H ₅ OH	365095,05
		H ₂ O	2415839,48
H ₂ O	38,46		
C ₆ H ₅ OH	215647,49	ΔH ₂₅	-5621841,52
		Q serap	2274266,63
Total	1895626,68		1895626,68



3. CO₂ Pre Heater

Tabel IV.3 Neraca Panas CO₂ Pre Heater (E-134)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
CO ₂	187400,40	CO ₂	937002,01
Impuritis	93,24	Impuritis	466,22
Q supply	789446,93	Q loss	39472,35
Total	976940,57		976940,57

4. Vacuum Dryer

Tabel IV.4 Neraca Panas Vacuum Dryer (B-220)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	754999,03	NaOH	754999,03
C ₆ H ₅ ONa	47775647,61	C ₆ H ₅ ONa	47775647,61
C ₆ H ₅ OH	7195928,94	C ₆ H ₅ OH	7195928,94
H ₂ O	47615571,05	H ₂ O	23854626,30
		Panas laten	283361915,77
Q supply	273264180,02	Q loss	13663209,00
Total	376606326,65		376606326,65

5. Barometric Condenser

Tabel IV.5 Neraca Panas Barometric Condenser (E-222)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
H ₂ O	13012289,70	H ₂ O	12856956,76
		Q serap	155332,94
Total	13012289,70		13012289,70



6. Reaktor Na-Salisilat

Tabel IV.6 Neraca Panas Reaktor Na-Salisilat (R-230)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	38305,88	NaOH	88398,19
C ₆ H ₅ ONa	2423961,17	C ₆ H ₅ ONa	77044,41
C ₆ H ₅ OH	365095,05	C ₆ H ₅ OH	842527,41
H ₂ O	1210294,97	H ₂ O	2792988,39
		CO ₂	4403,91
CO ₂	406034,20	HOC ₆ H ₄ COONa	4460502,49
Impuritis	202,03	Impuritis	466,22
		Karotenoid	1687,50
		ΔH ₂₅	-15181538,53
		Q serap	11357413,69
Total	4443893,30		4443893,30

7. Kondensor

Tabel IV.7 Neraca Panas Kondensor (E-335)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
H ₂ O	53178498,92	H ₂ O	2234390,71
H laten	292980773,66		
		Q serap	343924881,87
Total	346159272,58		346159272,58



8. Tangki Penyimpan

Tabel IV.8 Neraca Panas Tangki Penyimpan (L-162)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
H ₂ SO ₄	60595,63	H ₂ SO ₄	424169,40
H ₂ O	3683,38	H ₂ O	25783,67
Q supply	405972,70	Q loss	20298,63
Total	470251,71		470251,71

9. Heater

Tabel IV.9 Neraca Panas Heater (E-263)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
HOC ₆ H ₄ COONa	148286,24	HOC ₆ H ₄ COONa	1038003,69
C ₆ H ₅ ONa	2565,27	C ₆ H ₅ ONa	2565,27
C ₆ H ₅ OH	400,53	C ₆ H ₅ OH	400,53
NaOH	2938,73	NaOH	2938,73
H ₂ O	4480891,81	H ₂ O	4480891,81
Q supply	936544,68	Q loss	46827,23
Total	5571627,26		5571627,26



10. Reaktor Asam Salisilat

Tabel IV.10 Neraca Panas Reaktor Asam Salisilat (R-260)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
HOC ₆ H ₄ COONa	1038003,69	HOC ₆ H ₄ COONa	10380,03
C ₆ H ₅ ONa	17956,86	HOC ₆ H ₄ COOH	1575205,48
C ₆ H ₅ OH	142,79	C ₆ H ₅ OH	20904,01
NaOH	20571,13	Na ₂ SO ₄	422369,05
H ₂ O	1310250,56	H ₂ O	31412059,62
H ₂ SO ₄	423108,20		
H ₂ O	1074,32		
		Q serap	10987078,15
Total	2811107,55		2811107,55

11. Heater

Tabel IV.11 Neraca Panas Heater (E-122)

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
Udara	19299,65	Udara	96498,27
Q supply	81261,70	Q loss	4063,09
Total	100561,36		100561,36

**12. Rotary Dryer****Tabel IV.12** Neraca Panas *Rotary Dryer* (B-120)

Masuk		Keluar	
H feed	2783638,02	H produk	9727724,67
H udara	20799615,48	H udara	12676366,16
		Q loss	1179162,68
Total	23583253,50		23583253,50

BAB V SPESIFIKASI ALAT

1. Bin Penyimpan NaOH

Tabel V.1 Bin Penyimpan NaOH

Fungsi	=	Tempat penyimpanan bahan baku NaOH
Bentuk	=	Silinder tegak dengan tutup atas <i>torispherical</i> dan tutup bawah konis 60°
Jumlah	=	2 unit
Bahan konstruksi	=	Stainless steel 316
Jenis las	=	<i>Double welded butt joint</i>
Volume	=	22392,54 ft ³
Diameter	=	18,64 ft
Tinggi	=	40 ft
Tebal	=	<i>Course 1</i> = 7/16 in
		<i>Course 2</i> = 5/16 in
		<i>Course 3</i> = 1/4 in
		<i>Course 4</i> = 3/16 in
		<i>Course 4</i> = 1/8 in
Tebal tutup atas	=	1/4 in
Tebal tutup bawah	=	7/16 in

2. Tangki Penyimpan Asam sulfat

Tabel V.2 Tangki Penyimpan Asam sulfat

Fungsi	=	Tempat penyimpanan dan memanaskan bahan baku asam sulfat
Bentuk	=	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah <i>torispherical</i> dilengkapi dengan pipa pemanas
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel 316</i>



BAB V Spesifikasi Alat

Jenis las	=	<i>Double welded butt joint</i>
Dimensi tangki		
Volume	=	2569,49 ft ³
Diameter	=	11,59 ft
Tinggi	=	24 ft
Tebal	=	<i>Course 1 = 3/16 in</i>
	=	<i>Course 2 = 3/16 in</i>
	=	<i>Course 2 = 3/16 in</i>
Tebal tutup atas	=	3/16 in
Tebal tutup bawah	=	1/4 in
Dimensi pipa pemanas		
Panjang	=	20 ft
Diameter luar	=	1 in
Diameter dalam	=	0,656 in
Jumlah pipa	=	4 buah

3. Tangki Pelarutan NaOH (M-110)

Tabel V.3 Tangki Pelarutan NaOH

Fungsi	=	Membuat larutan NaOH 55%
Bentuk	=	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah <i>torispherical</i> dilengkapi pengaduk
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel 316</i>
Jenis las	=	<i>Double welded butt joint</i>
Dimensi tangki		
Volume	=	28,24 ft ³
Diameter	=	3,91 ft
Tinggi	=	8 ft
Tebal	=	3/16 in
Tebal tutup	=	3/16 in



atas		
Tebal tutup bawah	=	3/16 in
Dimensi pengaduk		
Jenis	=	<i>Propeller</i>
Diameter	=	3,98 ft
Tebal	=	2,66 ft
Jarak dengan dasar pengaduk	=	0,80 ft
Tebal baffle	=	0,66 ft
<i>Power</i>	=	0,04 hp

4. Pompa

Tabel V.4 Pompa

Fungsi	=	Memindahkan bahan dari M-110 ke R-210
Tipe	=	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	=	1
Panjang pipa total	=	71,35 ft
Jumlah <i>elbow</i>	=	4
Diameter dalam pipa	=	1,38 in
Diameter luar pipa	=	1,7 in
<i>Power</i>	=	3,96 hp

5. Reaktor Natrium phenolate (R-220)

Tabel V.5 Reaktor Ne-phenolate

Fungsi	=	Mereaksikan phenol dan natrium hidroksida
--------	---	---



BAB V Spesifikasi Alat

Bentuk	=	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah <i>torispherical</i> dilengkapi pengaduk dan jaket pendingin
Jumlah	=	1 unit
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel 316</i>
Jenis las	=	<i>Double welded butt joint</i>
Dimensi tangki		
Volume	=	297,63 ft ³
Diameter	=	8,57 ft
Tinggi	=	8 ft
Tebal	=	3/16 in
Tebal tutup	=	3/16 in
Dimensi pengaduk		
Jenis	=	<i>Propeller</i>
Diameter	=	4,28 ft
Tebal	=	2,94 ft
Jarak dengan dasar pengaduk	=	0,86 ft
Tebal baffle	=	0,71 ft
<i>Power</i>	=	1,80 hp
Dimensi jaket pendingin		
Tinggi	=	6 ft
Tebal	=	4,60 in

6. Kompresor

Tabel V.6 Kompresor

Fungsi	=	Menaikkan tekanan gas CO ₂ menjadi 4 atm
Jenis	=	<i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah	=	1 unit
Jumlah <i>stage</i>	=	1

**7. Heater****Tabel V.7 Heater**

Fungsi	=	Memanaskan gas CO ₂ sebelum masuk R-201
Tipe	=	<i>Double pipe</i>
Jumlah	=	1 unit
Panjang	=	5 ft
Diameter pipa dalam	=	3 in
Diameter pipa luar	=	4 in
Jumlah <i>hairpin</i>	=	4 buah

8. Steam Jet Ejector (G-223)**Tabel V.8 Steam Jet Ejector**

Fungsi	=	Menaikkan tekanan gas CO ₂ menjadi 4 atm
Jenis	=	<i>Single stage steam jet ejector</i>
Jumlah	=	1 unit
Jumlah <i>stage</i>	=	1
Diameter <i>suction</i>	=	5,99 in
Diameter <i>discharger</i>	=	4,49 in

9. Barometric Condensor (E-222)**Tabel V.9 Barometric Condensor**

Fungsi	=	Mengkondensasi uap air yang ditarik <i>jet ejector</i>
Jenis	=	<i>Multi jet spray</i>
Jumlah	=	1 unit
Diameter pipa	=	6,41 in
Panjang pipa	=	10,5 ft



BAB V Spesifikasi Alat

Ukuran nozzle	=	12 in
---------------	---	-------

10. Screw Conveyor (J-231)

Tabel V.10 Screw Conveyor

Fungsi	Memindahkan natrium phenolate dari <i>vacuum dryer</i> ke <i>lock hopper</i>
Panjang	16 ft
Diameter	10 in
Kecepatan putaran	15 rpm

11. Reaktor Na-salisilat

Tabel V.11 Reaktor Na-salisilat

Fungsi	=	Mereaksikan natrium phenolate dan gas CO ₂
Jenis	=	Reaktor unggun fluidisasi
Bentuk	=	Silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i> dilengkapi jaket pendingin
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel 316</i>
Jenis las	=	<i>Double welded butt joint</i>
Dimensi reaktor		
Volume	=	3292,2 m ³
Diameter	=	10 ft
Tinggi	=	32 ft
Tebal	=	1/2 in
Tebal tutup	=	7/8 in
Dimensi Distributor		
Diameter <i>plate</i>	=	9 ft
Tipe	=	<i>Nozzle</i>
Bahan	=	Metal
Diameter orifice	=	0,08 mm
Jumlah orifice	=	2 buah/ cm ²



Dimensi jaket pendingin		
Tinggi	=	30,89 ft
Tebal	=	10 ½ in

12. Filter Press

Tabel V.12 Filter Press

Fungsi	Memisahkan karbon aktif dengan larutan campur
Jenis	<i>Plate and frame</i>
Volume	51,55 m ³
Bahan <i>plate</i>	Metal
Ukuran <i>plate</i>	50 x 50 cm
Jumlah <i>plate</i>	9 buah

13. Centrifuge

Tabel V.13 Centrifuge

Fungsi	=	Memisahkan kristal asam salisilat dengan larutan campuran
Jenis	=	<i>Scroll conveyor</i>
Volume	=	41,78 m ³
Diameter <i>bowl</i>	=	24 in
Kecepatan putar	=	3000 rpm

14. Rotary Dryer

Tabel V.14 Rotary Dryer

Fungsi	=	Mengeringkan asam salisilat dengan bantuan udara panas
Jumlah	=	1 unit
Isolasi	=	Rock isolation
Diameter	=	2,21 m
Kecepatan putar	=	3000 rpm
Panjang	=	6,31 m
Sudut rotary	=	6,2°
<i>Time of pass</i>	=	0,11 menit



BAB V Spesifikasi Alat

Power	=	13,3 hp
-------	---	---------

15. Cyclone

Tabel V.15 Cyclone

Fungsi	=	Menangkap asam salisilat yang terikut udara panas
Kecepatan gas masuk	=	15 m/s
Dimensi cyclone		
Dc	=	13,06 m
De	=	6,53 m
Hc	=	6,53 m
Lc	=	26,12 m
Sc	=	1,63 m
Zc	=	26,12 m
Jc	=	3,27 m

BAB VI UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang utama dalam memperlancar jalannya proses produksi. Utilitas di dalam pabrik asam salisilat ini meliputi:

1. Air
Penggunaan air di dalam pabrik ini antara lain digunakan sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.
2. *Steam*
Steam ini dipakai dalam pemanas (*heater*) dan *steam* generator (pembangkit tenaga)
3. Listrik
Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan.

VI.1 Unit Penyediaan Air, *Steam* dan Listrik

VI.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam pabrik asam salisilat ini, lokasi yang dipilih adalah di kawasan industri Cilegon, dimana pada daerah ini terdapat sungai Cidanau yang akan digunakan pada proses dalam utilitas, oleh karena itu sebelum mengalami proses “*water treatment*” yang lebih lanjut perlu disaring terlebih dahulu dengan *screen* untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang berukuran makro maupun mikro sebelum masuk ke bak penampungan. Selanjutnya air sungai dimasukkan dalam bak penampungan. Air di dalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai dengan keperluan pemakainya. Untuk menghemat pemakaian air jika memungkinkan sebaiknya dilakukan sirkulasi atau *recycle*.

Kebutuhan air dalam pabrik antara lain:

1. Air Sanitasi
Air sanitasi di dalam suatu pabrik dipakai untuk keperluan laboratorium, memasak, mencuci, mandi dan kebutuhan



BAB VI Utilitas

lainnya. Pada dasarnya untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih yang meliputi:

- a. Syarat Fisik
 - Suhu : dibawah suhu udara sekitar
 - Warna : jernih (tidak berwarna)
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau
 - Kekeruhan : $< 1 \text{ mg SiO}_2/\text{liter}$
- b. Syarat Kimia
 - pH : 6.5 – 8.5
 - tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik.
 - Tidak mengandung zat-zat beracun
- c. Syarat Biologis
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri pathogen

Tabel VI.1 Standar Air Minum WHO

Kandungan	Batasan yang diizinkan (mg/l)
Anion (deterjen)	0.2
Kalsium	75
Klorida	200
Tembaga	0.05
Besi	0.1
Magnesium	50
Mangan	0.05
Minyak	0.01
Range pH	7-8.5
Phenol	0.001
<i>Suspended matter</i>	5
Total padatan	500
Seng	5
Sulfat	200



2. Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses di pabrik asam salisilat, misalnya pada pencampur, dan lain-lain. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air proses adalah keasaman (pH 6.5-8.5), alkalinitas, kekeruhan, warna, kadar amoniak dan kesadahan.

3. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dilunakkan terhadap kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut dan biasanya diumpankan ke dalam boiler agar bisa dihasilkan suatu *steam*. Walaupun air sudah terlihat jernih, tetapi pada umumnya masih mengandung kation maupun anion terbawa oleh air laut yang dapat merusak boiler.

Hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler yaitu:

- Zat penyebab korosi
Korosi dalam ketel disebabkan air pengisi mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida, H_2 atau NH_3 . Oksigen dan CO_2 masuk dalam air karena aerasi ataupun kontak yang terjadi dalam atmosfer.
- Zat penyebab *scale forming*
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- Zat penyebab *foaming*
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan *foam* (busa) pada boiler, karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

**Tabel VI.2** Batas Kontrol Optimum Air Boiler

	<i>Pressure (lb/in²)</i>					
	150	300	600	900	1200	1500
TDS (max)	4000	3500	3000	2000	500	300
Fosfat (PO ₄)	30-60	30-60	20-40	15-20	10-15	5-10
Hidroksida (CaCO ₃)	300-400	250-300	150-200	120-150	100-120	80-100
Sulfit	30-60	30-40	20-30	15-20	10-15	5-10
Silika (SiO ₂)	100	50	30	10	5	3
Besi total (Fe) max	10	5	3	2	2	1
Organik	70-100	70-100	70-100	50-70	50-70	50-70

(Kemmer, 1987)

4. Air Pendingin

Kebanyakan air digunakan sebagai air pendingin karena adanya faktor-faktor, antara lain:

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dikerjakan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperature pendinginan
- Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang harus diperhatikan pada air pendingin diantaranya:

- *Hardness* yang memberikan efek pembentukan kerak.
- Besi yang merupakan penyebab korosi kedua.
- Silica dan ion sulfat yang merupakan penyebab kerak.



- Molaritas, pH, temperature sangat menentukan konsentrasi dari karbonat, bikarbonat serta kelarutan dari kalsium karbonat.
- Padatan terlarut, penyebab *fouling* sehingga membutuhkan *dispersant*.
- Kontaminan seperti hidrokarbon, glikol, NH_3 , SO_2 , H_2S , penyebab *fouling* dan pertumbuhan bakteri atau mikroba.
- Minyak penyebab terganggunya *film corrosion inhibitor*, *heat transfer coefficient* yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

VI.1.2 Unit Penyediaan Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari:

- Turbin, dengan fluida penggerakanya berupa air.
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin dan solar.

Pada pabrik asam salisilat ini, *steam* yang digunakan adalah *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan 2 macam suhu yaitu suhu 200°F , tekanan 11,529 psia, dan suhu 400°F , tekanan 247,1 psia.

VI.1.3 Unit Penyediaan Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan. Kebutuhan listrik pabrik asam salisilat ini disuplai dari PLTU Suralaya dan generator. Generator tersebut digerakkan oleh turbin uap, dimana menggunakan *steam* yang dihasilkan dari boiler. Generator yang digunakan adalah generator bolak balik atas dasar pertimbangan sebagai berikut:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.



- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformer.

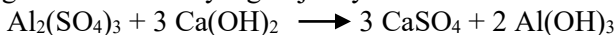
VI.2 Unit Pengolahan Air pada Pabrik Asam Salisilat

VI.2.1 Penyaringan

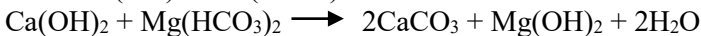
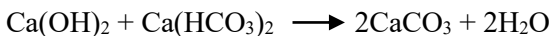
Air yang digunakan berasal dari air sungai Cidanau, sebelum masuk ke bak penampung air tersebut dilewatkan saringan (*screen*) untuk mengurangi kotoran yang berukuran besar seperti sampah plastik, daun atau ranting dan sampah lain.

VI.2.2 Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi dan flokulasi merupakan penghilangan kekeruhan di dalam air dengan cara mencampurkannya dengan penambahan tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Tujuan penambahan tawas adalah untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sulit untuk mengendap sehingga waktu pengendapan menjadi lebih cepat. Kotoran-kotoran yang masih terikat dalam air dapat digumpalkan dan kemudian diendapkan secara gravitasi. Reaksi yang terjadi yaitu:



Setelah terbentuk gumpalan-gumpalan, air dialirkan ke bagian bak berpengaduk dengan kecepatan lambat dan juga ditambahkan dengan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Tujuan dari pengadukan lambat yaitu untuk memperbesar flok-flok yang sudah terbentuk sehingga menjadi lebih berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat melalui reaksi berikut:



Selain bertujuan untuk mengikat kesadahan, penambahan larutan kapur ini juga dapat digunakan untuk mengondisikan pH air tetap dalam keadaan netral, karena dengan adanya penambahan tawas akan menyebabkan pH air menjadi turun, sehingga perlu ditambahkan dengan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) agar pH air tetap dalam keadaan netral.



VI.2.3 Pengendapan

Air dari proses koagulasi dan flokulasi seara overflow dialirkan ke clarifier yang bekerja berdasarkan gaya gravitasi agar flok-flok yang terbentuk tidak rusak. Setelah endapan terbentuk pada bagian bawah, air jernih pada bagian atas ditampung dalam bak penampung sementara, kemudian dipompa ke filter yang berfungsi untuk menangkap partikel-partikel kecil yang tidak dapat diendapkan. Filter yang digunakan adalah anthracite coal. Keuntungan dari filter tersebut dibandingkan dengan sand filter adalah karena mempunyai berat jenis yang lebih kecil, bentuknya tidak beraturan, serta luas permukaan dari butir-butir runcing per satuan volume lebih besar dari luas permukaan pasir yang lebih bulat, hal ini membuat penangkapan flok yang lebih baik. Air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih. Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit sebagai pembunuh kuman. Untuk air pendingin dan air proses dapat langsung digunakan, sedangkan untuk air umpan boier dilakukan softening pada kation exchanger.

VI.2.4 Unit Softening

Ion exchanger terdiri dari kation dan anion exchanger, ion positif Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^+ dari resin kation (RNa), sedangkan pada anion exchanger ion negative seperti Cl^- diikat oleh resin basa kuat (ROH). Untuk air umpan boiler hanya memerlukan kation exchanger, karena yang perlu hilang dari umpan boiler adalah ion Ca^{2+} dan ion Mg^{2+} yang merupakan penyebab kesadahan dan menimbulkan kerak pada ketel, selain itu untuk pabrik kami menggunakan ketel bertekanan rendah sehingga kami hanya memerlukan proses softening.

Unit ini dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin dengan menambahkan larutan NaCl 10% ke dalam kation exchanger.



VI.3 Perhitungan Kebutuhan Air

VI.3.1 Air Sanitasi

- Kebutuhan karyawan

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m³/hari untuk tiap karyawan. Pada pabrik ini, karyawan yang diperkerjakan ditetapkan sebanyak 300 orang

Untuk 300 orang karyawan = 60 m³/hari

- Kebutuhan laboratorium, taman, *service water* diperlukan 40% dari kebutuhan karyawan, maka:

$$= 0,4 \times 60 = 24 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Maka untuk kebutuhan air sanitasi adalah

$$= 60 + 24 = 84 \text{ m}^3/\text{hari}$$

VI.3.2 Air Pendingin

Dari appendix B neraca panas didapatkan kebutuhan air pendingin:

No	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/hari)
1.	Reaktor Na-Phenolate	151815,13
2.	<i>Barometric Condenser</i>	10369,01
3.	Reaktor Na-Salisilat	1287072,05
4.	Kondensor	956590,46
5.	Reaktor Asam Salisilat	733332,59
	Jumlah	3139179,24

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan total air pendingin} &= 3139179,24 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 3152,8 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka dilakukan recycle air pendingin. Diasumsikan 90% dari total kebutuhan air pendingin kembali ke *cooling tower*.

Air pendingin yang direcycle:

$$= 90\% \times 3152,8 \text{ m}^3/\text{hari} = 2837,52 \text{ m}^3/\text{hari}$$



Jadi, *make up water* yang dibutuhkan sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin:

$$= 10\% \times 3152,8 \text{ m}^3/\text{hari} = 315,28 \text{ m}^3/\text{hari}$$

VI.3.3 Air Boiler

Dari appendix B neraca panas, didapatkan kebutuhan steam;

No	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/hari)
1.	CO ₂ Preheater	1717,41
2.	Vacuum Dryer	502703,3
3.	Tangki Penyimpan	746,84
4.	Heater I	1727,27
5.	Heater II	127,69
	Jumlah	507022,51

$$\rho \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

sehingga kebutuhan air boiler adalah:

$$= 507022,51 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 509,22 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menghemat pemakaian air boiler, maka dilakukan recycle air boiler. Diasumsikan 80% dari total steam kondensat kembali ke air boiler.

Air boiler yang direcycle:

$$= 80\% \times 509,22 \text{ m}^3/\text{hari} = 407,38 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, *make up water* yang dibutuhkan sebesar 20% dari kebutuhan total air boiler:

$$= 20\% \times 509,22 \text{ m}^3/\text{hari} = 101,84 \text{ m}^3/\text{hari}$$

VI.3.4 Air Proses

Dari appendix A neraca massa, didapatkan kebutuhan air proses:

No	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/hari)
1.	Tangki Pelarutan	24376,74
2.	Tangki Decolorasi	899838,36
	Jumlah	924215,1



BAB VI Utilitas

ρ air pada $30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$
 sehingga kebutuhan air proses adalah:
 $= 924215,1 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$
 $= 928,23 \text{ m}^3/\text{hari}$

- Total awal kebutuhan air:
 $= \text{air sanitasi} + \text{air pendingin} + \text{air boiler} + \text{air proses}$
 $= (84 + 3152,8 + 509,22 + 928,23) \text{ m}^3/\text{hari}$
 $= 4674,25 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Total air yang direcycle:
 $= \text{air pendingin} + \text{air boiler}$
 $= 2837,52 + 407,38$
 $= 3244,9 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Total *make up water*:
 $= \text{air pendingin} + \text{air boiler}$
 $= 315,28 + 101,84$
 $= 417,12 \text{ m}^3/\text{hari}$

Keseluruhan air yang dibutuhkan:

- Air sanitasi $= 84 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air pendingin $= 3152,8 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air boiler $= 509,22 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Air proses $= 928,32 \text{ m}^3/\text{hari}$

Jadi, total keseluruhan air yang dibutuhkan:
 $= (84 + 3152,8 + 509,22 + 928,32) \text{ m}^3/\text{hari}$
 $= 4674,25 \text{ m}^3/\text{hari}$

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

V.1 Pendahuluan

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) merupakan salah satu cara untuk melindungi para karyawan dari bahaya kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja selama bekerja. Kesehatan para karyawan bisa terganggu karena penyakit akibat kerja maupun karena kecelakaan kerja. Oleh karena itu, pelaksanaan Keselamatan dan Kesehatan kerja (K3) perlu dilaksanakan secara efektif oleh suatu perusahaan, karena hal ini dapat menurunkan tingkat kecelakaan kerja sehingga dapat meningkatkan produktivitas perusahaan.

V.2 Dasar Hukum

Dalam melaksanakan K3 sebuah perusahaan harus menggunakan patokan hukum yang berlaku, antara lain:

1. UU Ketenagakerjaan No 13/2003 tentang Keselamatan Kerja
2. UU Keselamatan Kerja No 1/1970
3. Permenaker No 5 Tahun 1996 tentang SMK3
4. Permenaker No 4 Tahun 1987 tentang P2K3

V.3 Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Beberapa usaha yang dilakukan untuk menangani kesehatan dan keselamatan kerja (K3) di Pabrik Asam salisilat ini adalah sebagai berikut :

- a. Karyawan diwajibkan untuk menjaga kebersihan pada setiap tempat kerja.
- b. Memberi alat pelindung kerja bagi karyawan yang bekerja di tempat yang berbahaya.
- c. Menyediakan masker untuk karyawan yang bekerja di stasiun ketel, kapur, belerang, dan lain-lain.
- d. Menempelkan gambar peringatan tentang akibat dan hal yang harus dilakukan untuk mencegah kecelakaan kerja.



BAB VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

- e. Pada bagian mesin-mesin yang bergerak, tempat bertegangan tinggi dan tempat berbahaya lainnya diberi pagar atau penutup sehingga tidak membahayakan bagi semua karyawan.
- f. Menyediakan alat pemadam kebakaran di sekitar bangunan dalam pabrik.

V.4 Fasilitas Keselamatan Kerja

V.4.1 Alat Pelindung Diri

Alat pelindung diri bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan.

1. Safety helmet

Wajib digunakan di semua area instalasi pabrik. Safety helmet berguna untuk melindungi kepala dari berbagai kemungkinan kebocoran cairan, kejatuhan benda keras, terbentur, dan lain sebagainya.

2. Face shield.

Digunakan untuk pekerja las saat mengelas dan untuk pekerja di area reaktor I dan III karena terdapat phenol, natrium hidroksida, dan asam sulfat pekat.

3. Eye Goggle

Digunakan untuk pekerja las saat mengelas dan pada saat di *section* akhir karena memungkinkan terdapat butiran-butiran asam salisilat yang terbang.

4. Ear plug

Digunakan pada saat di area bising sedang seperti di *section* akhir area *centrifuge* dan beberapa pompa.

5. Ear muff

Digunakan pada saat di area bising tinggi *section* ketel, *section* listrik, dan ruang pompa.

6. Masker asam

Digunakan di *section* preparasi, *section* inti, dan *section* akhir.



7. Safety shoes
Wajib digunakan di semua area instalasi pabrik.

V.4.2 Lingkungan Kerja

1. Temperatur

Salah satu parameter lingkungan kerja yang dapat mempengaruhi kenyamanan kerja adalah temperatur ruang kerja. Ketidaknyamanan yang ditimbulkan oleh terlalu tingginya temperatur ruang kerja dapat berupa efek fisiologis seperti persiparasi dan juga efek psikologis seperti berkurangnya konsentrasi sehingga terjadi kesalahan kerja. Temperatur pada tiap lokasi kerja di pabrik berbeda-beda bergantung pada panas yang dikeluarkan oleh peralatan/mesin di lokasi tersebut.

Temperatur ruang kerja di beberapa lokasi yang membutuhkan konsentrasi kerja tinggi diatur dengan menggunakan air conditioner (AC). Hal tersebut akan terdapat pada ruang *panel control*, karena operator tidak boleh lengah dalam mengatur jalannya proses yang ada.

Di samping untuk membuat nyaman operator, penggunaan AC juga bertujuan menjaga kestabilan peralatan-peralatan listrik yang sangat rentan oleh temperatur tinggi. Pengaturan temperatur ruang kerja dengan menggunakan AC tidak boleh terlalu rendah. Temperatur yang terlalu rendah akan membuat operator menjadi kaku otot dan tubuh bergetar.

Temperatur yang tinggi dapat ditemui pada zona sekitar peralatan/mesin yang menggunakan uap baik sebagai penggerak maupun pemanas. Zona tersebut antara lain *section* ketel, *heater*, saluran pipa uap, dan *section* inti. Operator yang bekerja pada zona tersebut memakai pakaian yang dapat menahan panas dan pekerjaannya diusahakan seringan mungkin. Adanya ventilasi pada dinding bangunan pabrik juga membantu sirkulasi udara sehingga udara panas di dalam pabrik dapat keluar.



2. Kebisingan

Kebisingan merupakan salah satu bentuk polusi yang berkaitan dengan bunyi yang tidak dikehendaki karena dalam jangka waktu yang panjang akan dapat mengganggu konsentrasi kerja, merusak pendengaran, dan menambah beban kerja.

Kebisingan yang terjadi dalam lingkungan pabrik dihasilkan oleh getaran/putaran mesin dan desis uap. Tingkat kebisingan dalam lingkungan kerja pabrik relatif tinggi sehingga dapat menyebabkan gangguan komunikasi melalui pembicaraan. Tingkat kebisingan yang sangat tinggi terdapat pada pompa, *section* ketel, *section* listrik, dan *centrifuge*. Untuk mengendalikan tingkat kebisingan yang melebihi nilai ambang batas agar tidak mengganggu, maka beberapa pompa diletakkan tersendiri di ruang kedap suara. Begitu pula untuk operator control yang bekerja di *section* ketel, maka ruangan dibuat kedap suara dari luar. Sedangkan untuk pekerja yang bertugas di luar ruangan panel kontrol perlu memakai alat pelindung telinga sebagai pencegah terjadinya ketulian.

3. Pencahayaan

Sumber penerangan yang baik akan meningkatkan ketelitian, ketepatan dan kecepatan kerja tanpa membuang waktu dalam melakukan pekerjaan yang tidak perlu. Akibat dari kurangnya sumber penerangan adalah terjadi kelelahan pada mata dan akan menimbulkan gejala seperti sakit kepala, menurunkan daya konsentrasi, menurunkan kecepatan dan kecermatan serta menimbulkan kecelakaan kerja. Pada siang hari, pabrik mendapatkan cukup cahaya dari sinar matahari yang masuk melalui sisi barat bangunan yang tidak berdinding. Pada zona-zona tertentu sinar matahari tidak dapat masuk karena terhalang peralatan/mesin, sehingga dipasang penerangan tambahan berupa lampu neon. Untuk penerangan ketika malam hari, digunakan lampu.



4. Bahan Kimia Beracun

Bahan-bahan berbahaya adalah bahan-bahan yang selama pembuatan, pengolahan, pengangkutan, penyimpanan, dan penggunaannya memungkinkan timbulnya debu, kabut, uap, gas, serat, atau radiasi yang menyebabkan iritasi, kebakaran, ledakan, korosi, mati lemas, keracunan dan bahaya lain yang berhubungan dengan kesehatan pekerja atau kerusakan pada peralatan. Pada proses produksi asam salisilat, potensi bahan beracun dan berbahaya dapat disebabkan oleh kebocoran uap panas, kebocoran phenol, asam sulfat, natrium hidroksida.

Untuk menghindari kebocoran tangki atau pipa, digunakan rekayasa konstruksi yang kuat dan terbuat dari *stainless steel*. Di area sekitar tangki-tangki bahan berbahaya beracun akan diberi pagar dan tulisan peringatan.

BAB VIII

PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat ukur serta instrumentasi merupakan suatu bagian yang memegang peranan sangat penting karena dengan adanya system informasi tersebut maka bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, juga berfungsi untuk mengatur nilai-nilai variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk memperingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya.

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi bagi perencanaan suatu pabrik adalah sebagai berikut :

1. Untuk menjaga suatu proses instrumentasi agar tetap aman, yaitu dengan cara :
 - Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin, dan membuat tanda-tanda bahaya secara interlock otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - Menjaga variabel-variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan factor-faktor yang lainnya utau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam stamdart yang telah ditetapkan.
5. Memperoleh hasil kerja yang efisien.
6. Membantu dalam keselamatan kerja bagi pekerja dan karyawan pabrik.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi adalah :

1. Ketelitian yang dibutuhkan
2. Mudah pengoperasiannya



3. Mudah diganti jika rusak
4. Level instrumentasi
5. Range yang diperlukan dalam pengukuran
6. Biaya ekonomis

Pada Pabrik Asam Salisilat Berbahan Baku Phenol Menggunakan Proses Karboksilasi Kolbe-Schmitt ini, instrumentasi yang digunakan ada 2 macam yaitu secara otomatis, tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknik serta ekonominya. Pengaturan secara manual, biasanya dilakukan dengan menggunakan peralatan yang hanya diberi instrument penunjuk atau pencatat saja. Sedangkan pada instrument petunjuk otomatis diperlukan beberapa bagian instrumentasi. Adapun langkah – langkah untuk menyusun system control dan instrument pada suatu proses produksi, sebagai berikut :

1. Identifikasi terhadap “*plant operation*” dengan tujuan untuk mengetahui control atau instrument yang digunakan untuk “*plant*” tersebut.
2. Identifikasi “*key process*”, dimana yang membutuhkan variable control yang jelas terutama berkaitan dengan kualitas produk.
3. Identifikasi “*key process support*”, dalam hal ini berhubungan dengan “*safety operation*” dalam melindungi dari suatu permasalahan produksi.

Cara pengontrolan yang sering digunakan sebagai berikut :

a. Secara otomatis

Alat pengontrol secara otomatis ini ada bermacam-macam cara pengontrolannya, antara lain :

- Sistem *on-off control*
- Sistem proportional
- Sistem proportional integral
- Sistem proportional integral *derivative*

Jenis instrumen yang digunakan dapat digolongkan menjadi :

1. Indikator
Merupakan alat yang menunjukkan suatu kondisi operasi pada waktu tertentu



2. *Recording*

Merupakan alat pencatat kondisi operasi pada suatu peralatan

3. *Controller*

Merupakan alat yang menunjukkan kondisi operasi pada waktu tertentu sekaligus mampu mengendalikan sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Beberapa bagian instrumen yang diperlukan pada alat pengontrol secara otomatis :

1. Elemen pengontrol

Yaitu elemen yang menunjukkan perubahan harga dari variabel yang dirasa oleh elemen pengukur untuk mengatur sumber tenaga sesuai perubahan yang terjadi

2. Elemen pengontrol akhir

Yaitu elemen yang mengubah variabel yang diukur agar tetap berada dalam range yang diinginkan

3. *Primary* elemen

Yaitu elemen yang dapat merasakan perubahan dari harga variabel yang diukur

4. Elemen pengukur

Yaitu elemen yang menerima output dari *primary* elemen dan melakukan pengukuran, termasuk peralatan penunjuk (*indicator*)

Sistem control yang digunakan dalam suatu “*plant operation*” adalah :

a. *Level control*

Berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas maksimum yang diijinkan. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa kolom. *Level control* dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluaran produk.

b. *Pressure control*

Berfungsi untuk mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi diinginkan. *Pressure control* sangat dibutuhkan pada system yang menggunakan aliran steam atau uap. *Pressure*



control dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluaran steam atau uap.

c. *Flow control*

Untuk mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang masuk ke suatu proses atau alat. Secara umum digunakan dalam suatu alat berupa tangki penyimpanan.

d. *Temperature control*

Untuk mengendalikan dan mengetahui kondisi operasi berdasarkan temperature yang diinginkan.

Berikut *system control* yang dipakai dalam “*plant operation*” Pabrik Asam Salisilat Berbahan Baku Phenol Menggunakan Proses Karboksilasi Kolbe-Schmitt.

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Dalam Pabrik Asam Salisilat Berbahan Baku Phenol Menggunakan Proses Karboksilasi Kolbe-Schmitt selama proses produksi banyak menghasilkan limbah, antara lain :

a. Limbah padat :

Limbah padat ini berasal dari proses pemurnian air untuk air proses yaitu pada tangki sand filter, kation anion exchanger. Limbah padat tersebut berupa : pasir, endapan lumpur. Limbah padat lainnya yaitu karbon aktif yang berasal dari proses decolorasi.

b. Limbah gas :

Limbah gas ini berasal dari proses di dalam reactor II yaitu berupa gas CO_2 .

Agar tidak menimbulkan pencemaran terhadap lingkungan sekitar maka limbah yang dihasilkan dari proses produksi pembuatan asam salisilat ini perlu dilakukan pengolahan yang lebih lanjut. Proses pengolahan limbah tersebut diatas adalah sebagai berikut :

a. Limbah padat :

Limbah padat dari proses pengolahan air ini banyak mengandung unsur hara yang cocok sebagai pupuk. Biasanya lumpur dari sand filter dan clarifier dialirkan ke bak pasir untuk menyaring unsur hara dari air. Untuk limbah karbon aktif dapat diaktifasi kembali dengan proses aktivasi kimia, yaitu dengan merendam karbon aktif tersebut selama 24 jam kemudian meniriskannya. Setelah itu dipanaskan pada suhu sekitar 600-900°C selama 1-2 jam. Bisa juga dengan proses aktivasi fisika yaitu proses menggunakan gas aktivasi misalnya uap air atau CO_2 . Proses ini biasanya berlangsung pada suhu 800-1100°C.

**b. Limbah gas :**

Limbah gas berupa gas CO_2 dapat diolah dengan proses secara fisik. Gas CO_2 yang berasal dari reaktor Na-Salisilat dikumpulkan di dalam tabung pengumpul gas pada tekanan rendah untuk mencegah mengalirnya gas tersebut. Kemudian didinginkan sampai suhu 30°C pada tekanan 15 kg/cm^2 sehingga gas CO_2 menjadi cair. CO_2 cair bisa dimanfaatkan kembali sebagai bahan pemadam kebakaran, gas pengelasan, dan lain-lain. Gas ini bersifat tidak mudah terbakar dan digunakan sebagai gas pembersih inert (*Carson & Mumford, 2002*).

USAHA MEMINIMALISASI LIMBAH

Hal yang sangat penting selain pengolahan limbah adalah usaha untuk mengurangi/ meminimalisasi jumlah limbah yang dapat dihasilkan dari suatu proses produksi antara lain :

- **Penyumbatan**

Penyumbatan dalam pipa, shower, nozzle wire dan felt biasanya terjadi akibat meningkatnya sistem *recycle* dari air bekas proses produksi. Masalah ini dapat dihindari dengan menghilangkan kandungan padatan dan kotoran lainnya yang terdapat dalam air yang akan *direcycle*. Selanjutnya seluruh peralatan yang akan digunakan direncanakan sesuai dengan penggunaannya. Penggunaan felt sintesis memungkinkan untuk dapat dilakukan pembersihan secara efektif sehingga masalah penyumbatan dapat dikurangi.

- **Kerak / deposit**

Kerak/deposit terbentuk dari kristalisasi koagulan – koagulan dari bahan – bahan non resin. Kerak merupakan gabungan dari anion karbonat, silikat dan sulfat dengan kation Ca, Mg, Fe dan Ba. Sebagian besar kerak umumnya hasil deposit CaCO_3 dan MgCO_3 .



Salah satu cara untuk mengontrol timbulnya kerak adalah lewat kontrol batas kesadahan air dalam sistem dengan cara membatasi kadar kation yang terdapat dalam air.

- **Korosi**

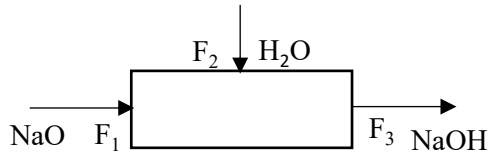
Korosi adalah kerusakan logam karena peristiwa elektrokimia terhadap lingkungan. Laju korosi dipengaruhi oleh interaksi kompleks dari banyak faktor termasuk diantaranya batas oksigen terlarut, pH, zat padat terlarut seperti klorida, dan sulfat, kesadahan, alkalinitas, keasaman, suhu dan batas konsentrasi CO₂. Banyaknya faktor yang mempengaruhi laju korosi membuat permasalahan menjadi sulit dan kompleks untuk mengontrolnya. Sebagian besar pabrik mengatasi masalah korosi ini dengan menggunakan bahan stainless steel atau fiber.

APPENDIKS A

NERACA MASSA

Kapasitas produks = 30.000 ton/tahun = 91200 kg/hari

1. Tangki Pelarutan



Jumlah NaOH yang dibutuhkan di proses selanjutnya adalah :
744,84 kmol/hari

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_1 + F_2 = F_3$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F_1

a. NaOH

$$\text{Massa} = 29793,79 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_2

a. H_2O

$$\text{Massa} = 24376,74 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_3

a. NaOH

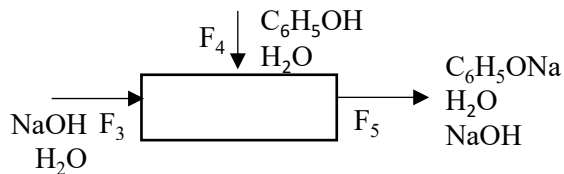
$$\text{Massa} = 29793,79 \text{ kg/hari}$$

b. H₂O

Massa = 24376,74 kg/hari

Komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)
	F ₁	F ₂	F ₃
NaOH	29793,79		29793,79
H ₂ O		24376,74	24376,74
Total	54170,54		54170,54

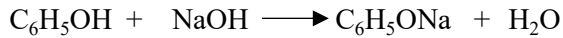
2. Reaktor Na-Phenolate



Reaksi yang terjadi :



Dengan konversi phenol sebesar 87%



m :	819,33	744,84	-	-
r :	712,82	712,82	712,82	712,82
s :	106,51	32,03	712,82	712,82

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_3 + F_4 = F_5$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F₃

a. NaOH

$$\text{Mol} = 744,84 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Massa} = \text{mol} \times \text{BM}$$

$$= 744,84 \text{ kmol/hari} \times 40 = 29793,79 \text{ kg/hari}$$

b. H₂O

$$\text{Massa} = \frac{45}{55} \times \text{massa NaOH}$$

$$= \frac{45}{55} \times 29793,79 \text{ kg/hari} = 24376,74 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F₄

a. C₆H₅OH

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 99,99\% \times (\text{massa phenol} + \text{massa impuritis}) \\ &= 77016,96 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Mol} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}} = \frac{77016,96}{94,00} = 819,33 \text{ kmol/hari}$$

b. H₂O (impuritis)

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 0,01\% \times (\text{massa phenol} + \text{massa impuritis}) \\ &= 0,01 \times 3909,24 \text{ kg/hari} \\ &= 7,70 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

> Aliran F₅

a. C₆H₅ONa

$$\text{Mol} = 712,82 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Massa} = 28,67 \text{ kmol} \times 116 = 82686,72 \text{ kg/hari}$$

b. H_2O

$$\text{Mol} = 712,82 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Massa} = 36,18 \text{ kmol/hari} \times 18 = 12830,70 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa total } \text{H}_2\text{O} &= \text{Massa } \text{H}_2\text{O} \text{ pada } F_3 + F_4 + F_5 \\ &= (12830,70 + 7,70 + 24376,74) \text{ kg/hari} \\ &= 37215,14 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

c. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ sisa

$$\text{Mol} = 106,51 \text{ kmol/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 5,41 \text{ kmol/hari} \times 94 \\ &= 10012,20 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

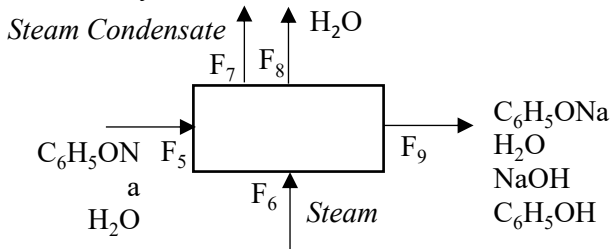
d. NaOH sisa

$$\text{Mol} = 32,03 \text{ kmol/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 1,63 \text{ kmol} \times 40 \\ &= 1281,13 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)
	F_3	F_4	F_5
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$		77016,96	10012,20
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$			82686,72
NaOH	29793,79		1281,13
H_2O	24376,74	7,70	37215,14
Total	131195,20		131195,20

3. *Vacuum Dryer*



Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_5 + F_6 = F_7 + F_8 + F_9$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F_5

a. C_6H_5ONa

$$\text{Massa} = 82686,72 \text{ kg/hari}$$

b. H_2O

$$\text{Massa} = 37215,14 \text{ kg/hari}$$

c. C_6H_5OH

$$\text{Massa} = 10012,20 \text{ kg/hari}$$

d. $NaOH$

$$\text{Massa} = 1281,13 \text{ kg/hari}$$

Dari Appendix B diperoleh :

> Aliran F_6

a. Steam

$$\text{Massa} = 7129,44 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_8

a. H_2O

$$\text{Massa} = 18570,96 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_7

b. *Steam Condensate*

$$\text{Massa} = 7129,44 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_9

a. C_6H_5ONa

$$\text{Massa} = 82686,72 \text{ kg/hari}$$

b. H_2O sisa

$$\begin{aligned} \text{Massa akhir} &= \text{massa } H_2O \text{ masuk} - \text{massa } H_2O \text{ hilang} \\ &= (1888,97 - 773,79) \text{ kg/hari} \\ &= 18644,18 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

c. C_6H_5OH

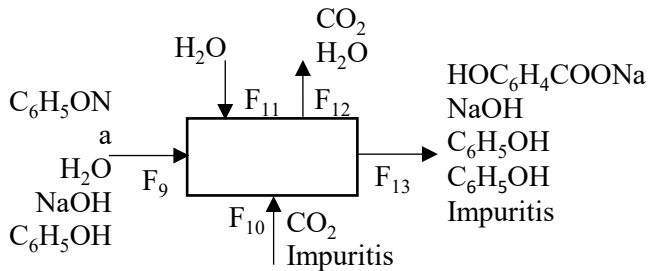
$$\text{Massa} = 10012,20 \text{ kg/hari}$$

d. $NaOH$

$$\text{Massa} = 1281,13 \text{ kg/hari}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)		
	F_5	F_6	F_7	F_9	F_8
C_6H_5OH	10012,20			10012,20	
C_6H_5ONa	82686,72			82686,72	
$NaOH$	1281,13			1281,13	
H_2O	37215,14			18644,18	18570,96
<i>Steam/condensate</i>		7129,44	7129,44		
Total	138324,64		138324,64		

4. Reaktor Na-salisilat



Reaksi yang terjadi :



Perbandingan massa phenol dengan gas karbon dioksida = 3,2 : 1

Perbandingan penambahan berat air dengan Natrium salisilat = 8:

(US Patent No. 3359307, 1965).

	$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	+	CO_2	\longrightarrow	$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$
m :	712,82		706,32		-
r :	703,00		703,00		703,00
s :	9,82		3,32		703,00

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_9 + F_{10} + F_{11} = F_{12} + F_{13}$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F_9

a. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$

$$\text{Massa} = 82686,72 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mol} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}} = \frac{82686,72}{116,00} = 712,82 \text{ kmol/hari}$$

b. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\text{Massa} = 10012,20 \text{ kg/hari}$$

c. NaOH

$$\text{Massa} = 1281,13 \text{ kg/hari}$$

d. H_2O

$$\text{Massa} = 18644,18 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{10}

a. CO_2

$$\text{Mol} = 706,32 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Massa} = \text{mol} \times \text{BM} = 31078,01 \text{ kg/hari}$$

b. Impuritis

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 0,01\% \times (\text{massa } \text{CO}_2 + \text{massa impuritis}) \\ &= 3,11 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

> Aliran F_{11}

a. H_2O

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 8 \times \text{massa natrium salisilat} \\ &= 8 \times 5709,27 \text{ kg/hari} \\ &= 899748,38 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

> Aliran F_{12}

a. H_2O

$$\text{Massa} = 18644,18 \text{ kg/hari}$$

b. CO_2 sisa

$$\text{Mol} = 3,32 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Massa} = 3,32 \times 12 = 146,07 \text{ kg/hari}$$

c. Impuritis

$$\text{Massa} = 3,11 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{13}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\text{Mol} = 703 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Massa} = 703 \text{ kmol/hari} \times 160 = 112479,79 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Natrium salisilat tanpa zat pewarna} &= 112479,79 - 11,2 \\ &= 112468,55 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \end{aligned}$$

b. Karotenoid

Asumsi karotenoid yang terbentuk dalam Natrium salisilat sebesar 0,01%

$$\text{Massa} = 0,01\% \times 112479,79 \text{ kg/hari} = 11,25 \text{ kg/hari}$$

b. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$ sisa

$$\text{Mol} = 9,82 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Massa} = 9,82 \text{ kmol/hari} \times 116 = 1138,87 \text{ kg/hari}$$

c. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

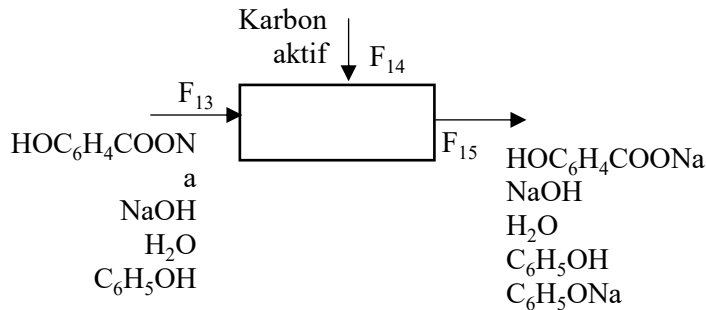
$$\text{Massa} = 10012,20 \text{ kg/hari}$$

d. NaOH

$$\text{Massa} = 1281,13 \text{ kg/hari}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)			Keluar (kg/hari)	
	F ₉	F ₁₀	F ₁₁	F ₁₂	F ₁₃
C ₆ H ₅ OH	10012,20				10012,20
C ₆ H ₅ ONa	82686,72				1138,87
NaOH	1281,13				1281,13
H ₂ O	18644,18		899748,38	18644,18	899748,38
HOC ₆ H ₄ COONa					112468,55
Karotenoid					11,25
CO ₂		31078,01		146,07	
impuritis		3,11		3,11	
Total	1043453,73			1043453,73	

5. Tangki Decolorasi



Perbandingan berat karbon aktif dengan bahan baku phenol = 1:8
(US Patent No. 3359307, 1965).

Neraca massa *overall* :
Massa masuk = Massa keluar
 $F_{13} + F_{14} = F_{15}$

Neraca massa komponen :

> Aliran F_{13}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\text{Massa} = 112468,55 \text{ kg/hari}$$

b. Karotenoid

$$\text{Massa} = 11,25 \text{ kg/hari}$$

c. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$

$$\text{Massa} = 1138,87 \text{ kg/hari}$$

d. NaOH

$$\text{Massa} = 1281,13 \text{ kg/hari}$$

e. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\text{Massa} = 10012,20 \text{ kg/hari}$$

f. H_2O

$$\text{Massa} = 899748,38 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{14}

a. Karbon aktif

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= 1/80 \times \text{massa phenol yang masuk} \\ &= 1/80 \times 77016,96 \text{ kg/hari} \\ &= 962,71 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

> Aliran F_{15}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\text{Massa} = 112468,55 \text{ kg/hari}$$

b. Karotenoid

Karbon aktif dapat menyerap 25-100% dari berat karbon aktif diambil 100%

$$\text{Massa yang terserap} = 11,25 \text{ kg/hari} \times 100\% = 11,25 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

$$\text{Massa sisa} = (11,25 - 11,14) \text{ kg/hari} = 0,00 \text{ kg/hari}$$

c. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$

$$\text{Massa} = 1138,87 \text{ kg/hari}$$

d. NaOH

$$\text{Massa} = 1281,13 \text{ kg/hari}$$

e. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\text{Massa} = 10012,20 \text{ kg/hari}$$

Karbon aktif dapat menyerap 98,57% phenol (*Slamet, 2006*)

$$\begin{aligned} \text{Massa yang terserap} &= 10012,20 \text{ kg/hari} \times 98,57\% \\ &= 9869,03 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa sisa} &= (10012,20 - 9869,03) \text{ kg/hari} \\ &= 143,17 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

f. H_2O

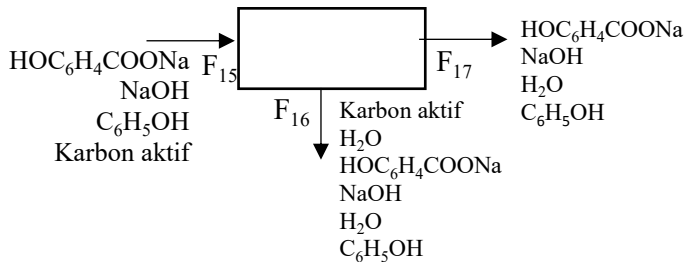
$$\text{Massa} = 899748,38 \text{ kg/hari}$$

g. Karbon aktif

$$\begin{aligned} \text{Massa total} &= (11,14 + 9869,03 + 962,71) \text{ kg/hari} \\ &= 10842,99 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)
	F ₁₃	F ₁₄	F ₁₅
C ₆ H ₅ OH	10012,20		143,17
C ₆ H ₅ ONa	1138,87		1138,87
NaOH	1281,13		1281,13
H ₂ O	899748,38		899748,38
HOC ₆ H ₄ COONa	112468,55		112468,55
Karotenoid	11,25		0,00
Karbon aktif		962,71	10842,99
Total	1025623,09		1025623,09

6. Filter Press



20% filtrat terkandung dalam *cake* karbon akt (Ulrich, Tabel 4-23)

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_{15} = F_{16} + F_{17}$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F₁₅

a. HOC₆H₄COONa

Massa = 112468,55 kg/hari

b. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$

$$\text{Massa} = 1138,87 \text{ kg/hari}$$

c. NaOH

$$\text{Massa} = 1281,13 \text{ kg/hari}$$

d. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\text{Massa} = 143,17 \text{ kg/hari}$$

e. H_2O

$$\text{Massa} = 899748,38 \text{ kg/hari}$$

f. Karbon aktif

$$\text{Massa} = 10842,99 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{16}

Komponen filtrat	Massa (kg/hari)	%massa
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	143,17	0,00
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	1138,87	0,001
NaOH	1281,13	0,001
H_2O	899748,38	0,89
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	112468,55	0,11
Total	1014780,10	1,00

$$\begin{aligned} \text{Filtrat yang terikut cake} &= \frac{0,2}{0,8} \times 10842,99 \text{ kg/hari} \\ &= 2710,75 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

a. Karbon aktif

$$\text{Massa} = 10842,99 \text{ kg/hari}$$

b. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \% \text{massa} \times 240,68 \text{ kg/hari} \\ &= 0,11 \times 240,68 \text{ kg/hari} \\ &= 300,43 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

c. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \% \text{massa} \times 240,68 \text{ kg/hari} \\ &= 0,001 \times 240,68 \text{ kg/hari} = 1,28 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

c. NaOH

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \% \text{massa} \times 240,68 \text{ kg/hari} \\ &= 0,001 \times 240,68 \text{ kg/hari} = 3,42 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

d. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \% \text{massa} \times 240,68 \text{ kg/hari} \\ &= 0,01 \times 240,68 \text{ kg/hari} = 0,38 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

e. H_2O

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \% \text{massa} \times 240,68 \text{ kg/hari} \\ &= 0,878 \times 240,68 \text{ kg/hari} = \text{##### kg/hari}\end{aligned}$$

> Aliran F_{17}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{massa awal} - \text{massa tertinggal} \\ &= 112479,79 - 26,47 \text{ kg/hari} \\ &= 112168,11 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

b. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{massa awal} - \text{massa tertinggal} \\ &= 1138,87 - 1,14 \text{ kg/hari} = 1137,59 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

c. NaOH

$$\begin{aligned}
 \text{Massa} &= \text{massa awal} - \text{massa tertinggal} \\
 &= 65,03 - 13,01 \text{ kg/hari} \\
 &= 1277,71 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

d. C₆H₅OH

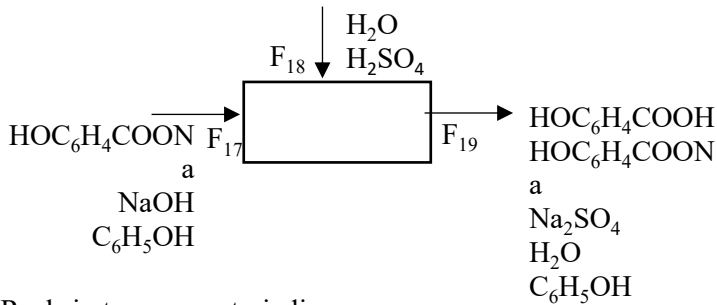
$$\begin{aligned}
 \text{Massa} &= \text{massa awal} - \text{massa tertinggal} \\
 &= 10012,20 - 2,41 \text{ kg/hari} \\
 &= 142,79 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

e. H₂O

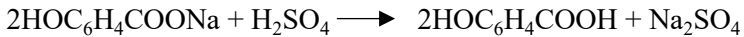
$$\begin{aligned}
 \text{Massa} &= \text{massa awal} - \text{massa tertinggal} \\
 &= 899838,36 - 211,32 \text{ kg/hari} \\
 &= 897344,91 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
	F ₁₅	F ₁₆	F ₁₇
C ₆ H ₅ OH	143,17	0,38	142,79
C ₆ H ₅ ONa	1138,87	1,28	1137,59
NaOH	1281,13	3,42	1277,71
H ₂ O	899748,38	2403,47	897344,91
HOC ₆ H ₄ COONa	112468,55	300,43	112168,11
Karbon aktif	10842,99	10842,99	
Total	1025623,09	1025623,09	

8. Reaktor Asam salisilat

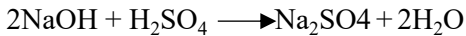
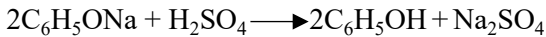


Reaksi utama yang terjadi :



Konversi Natrium salisilat sebesar 99%

Reaksi samping yang terjadi:



Dengan asumsi reaksi berjalan sempurna ($X = 100\%$)

$$2\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa} + \text{H}_2\text{SO}_4 \longrightarrow 2\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH} + \text{Na}_2\text{SO}_4$$

m:	701,05	367,89	-	
r :	694,04	347,02	694,04	347,02
s :	7,01	15,97	694,04	347,02

$$2\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} + \text{H}_2\text{SO}_4 \longrightarrow 2\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} + \text{Na}_2\text{SO}_4$$

m :	9,81	20,87	-	-
r :	9,81	4,90	9,81	4,90
s :	0,00	15,97	9,81	4,90

	$2\text{NaOH} + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$			
m	: 31,94	15,97	-	-
r	: 31,94	15,97	15,97	31,94
s	: 0,00	0,00	15,97	31,94

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_{17} + F_{18} = F_{19}$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F_{17}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\text{Massa} = 112168,11 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mol} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}} = \frac{112168,11}{160,00} = 701,05 \text{ kmol/hari}$$

b. $\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$

$$\text{Massa} = 1137,59 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mol} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}} = \frac{1137,59}{116,00} = 9,81 \text{ kmol/hari}$$

c. NaOH

$$\text{Massa} = 1277,71 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mol} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}} = \frac{1277,71}{40,00} = 31,94 \text{ kmol/hari}$$

d. H_2O

$$\text{Massa} = 897344,91 \text{ kg/hari}$$

e. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\text{Massa} = 142,79 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{18}

a. H_2SO_4 98%

$$\text{Mol} = 367,89 \text{ kmol/hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= 368,82 \text{ kmol/hari} \times 98 \\ &= 36053,70 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

b. H_2O 2%

$$\text{Massa} = 735,79 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mol} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}} = \frac{735,79}{18,00} = 40,88 \text{ kmol/hari}$$

> Aliran F_{19}

a. HOC_6H_4COONa

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 7,03 \text{ kmol/hari} \times 160 \\ &= 1121,68 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

b. C_6H_5OH

$$\text{Mol yang terbentuk} = 9,81 \text{ kmol/hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 9,81 \text{ kmol/hari} \times 94 = 921,84 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa tota} &= \text{massa yang terbentuk} + \text{massa awal} \\ &= 921,95 + 10009,80 = 1064,63 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

c. Na_2SO_4

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{total mol} \times \text{BM} \\ &= (347,90 + 4,90 + 16,01) \times 142 \\ &= 52241,07 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

d. H_2O

Mol yang terbentuk = 31,94 kmol/hari

Massa = mol x BM

$$= 32,02 \text{ kmol/hari} \times 18 = 574,97 \text{ kg/hari}$$

Massa total = massa yang terbentuk + massa feed

$$= (576,40 + 737,64 + 899627,04) \text{ kg/hari}$$

$$= 898655,67 \text{ kg/hari}$$

e. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$

Mol yang terbentuk = 694,04 kmol/hari

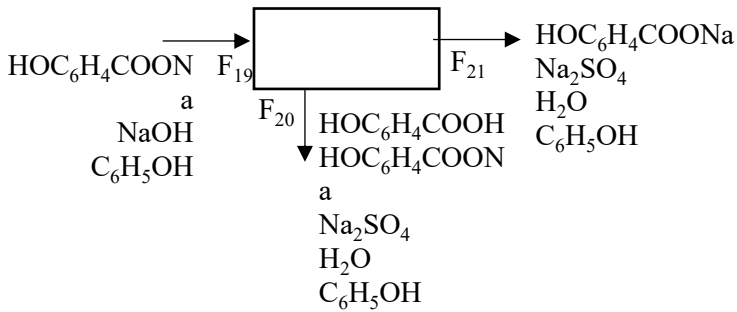
Massa = mol x BM

$$= 695,80 \text{ kmol/hari} \times 138$$

$$= 95777,55 \text{ kg/hari}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)
	F ₁₇	F ₁₈	F ₁₉
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$			95777,55
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	112168,11		1121,68
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	142,79		1064,63
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	1137,59		
H_2O	897344,91	735,79	898655,67
H_2SO_4		36053,70	
Na_2SO_4			52241,07
NaOH	1277,71		
Total	1048860,60		1048860,60

9. Centrifuge



Dengan 2% liquid terkandung ke dalam padatar (*Perry, 18:40*)

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_{19} = F_{20} + F_{21}$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F_{19}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

Massa = 1121,68 kg/hari

b. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

Massa = 1064,63 kg/hari

c. Na_2SO_4

Massa = 52241,07 kg/hari

d. H_2O

Massa = 898655,67 kg/hari

e. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$

Massa = 95777,55 kg/hari

> Aliran F_{20}

Komponen filtrat	Massa (kg/hari)	%massa
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	1121,68	0,0012
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	1064,63	0,0011
H_2O	898655,67	0,9429
Na_2SO_4	52241,07	0,0548
Total	953083,06	1,0000

$$\begin{aligned}\text{Filtrat yang terikut padatar} &= \frac{0,02}{0,98} \times 95777,55 \\ &= 1954,64 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$

Massa = 95777,55 kg/hari

b. H_2O

$$\begin{aligned}\text{Massa air yang terikut} &= \% \text{massa} \times 1959,61 \text{ kg/hari} \\ &= 0,879 \times 1959,61 \text{ kg/hari} \\ &= 1843,02 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

c. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\begin{aligned}\text{Massa air yang terikut} &= \% \text{massa} \times 1959,61 \text{ kg/hari} \\ &= 0,0012 \times 1959,61 \text{ kg/hari} \\ &= 2,30 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

d. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\begin{aligned}\text{Massa air yang terikut} &= \% \text{massa} \times 444,04 \text{ kg/hari} \\ &= 0,0113 \times 444,04 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$= 2,18 \text{ kg/hari}$$

e. Na_2SO_4

$$\begin{aligned}\text{Massa air yang teriku} &= \% \text{massa} \times 1959,61 \text{ kg/hari} \\ &= 0,0543 \times 1959,61 \text{ kg/hari} \\ &= 107,14 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

> Aliran F_{21}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

$$\begin{aligned}\text{Massa sisa} &= \text{massa awal} - \text{massa yang terikut} \\ &= 1124,53 - 2,28 \text{ kg/hari} \\ &= 1119,38 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

b. $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$

$$\begin{aligned}\text{Massa sisa} &= \text{massa awal} - \text{massa yang terikut} \\ &= 10931,75 - 22,19 \text{ kg/hari} \\ &= 1062,45 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

c. Na_2SO_4

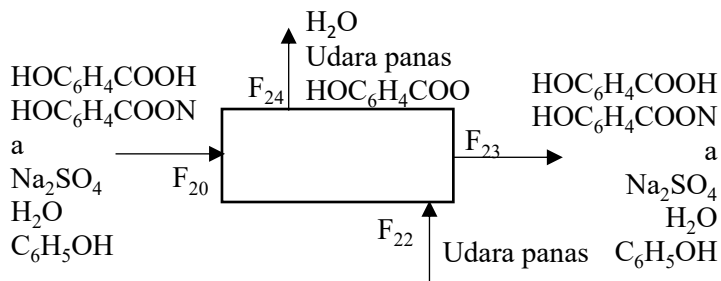
$$\begin{aligned}\text{Massa sisa} &= \text{massa awal} - \text{massa yang terikut} \\ &= 53472,10 - 106,31 \text{ kg/hari} \\ &= 52133,94 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

d. H_2O sisa

$$\begin{aligned}\text{Massa sisa} &= \text{massa awal} - \text{massa yang terikut} \\ &= 900941,08 - 1828,83 \text{ kg/hari} \\ &= 896812,65 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
	F_{19}	F_{20}	F_{21}
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$	95777,55	95777,55	
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	1121,68	2,30	1119,38
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	1064,63	2,18	1062,45
H_2O	898655,67	1843,02	896812,65
Na_2SO_4	52241,07	107,14	52133,94
Total	1048860,60	1048860,60	

10. Rotary Dryer



Solid yang terikut udara panas = 2% (*Perry 8th Edition*)

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

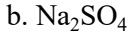
$$F_{20} + F_{22} = F_{23} + F_{24}$$

Neraca massa komponen :

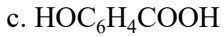
> Aliran F_{20}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$

Massa = 2,30 kg/hari



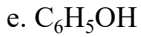
$$\text{Massa} = 107,14 \text{ kg/hari}$$



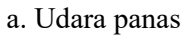
$$\text{Massa} = 95777,55 \text{ kg/hari}$$



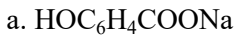
$$\text{Massa} = 1843,02 \text{ kg/hari}$$



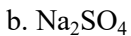
$$\text{Massa} = 2,18 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{22} 

$$\text{Massa} = 11170,41 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{23} 

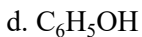
$$\text{Massa} = 2,30 \text{ kg/hari}$$



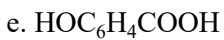
$$\text{Massa} = 107,14 \text{ kg/hari}$$



$$\text{Massa} = 20,52 \text{ kg/hari}$$



$$\text{Massa} = 2,18 \text{ kg/hari}$$



$$\text{Massa} = \text{massa awal} - \text{massa terikut}$$

$$= 95777,55 - 1923,12 = 93854,43 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{24}

a. Udara panas

$$\text{Massa} = 11170,41 \text{ kg/hari}$$

b. H_2O

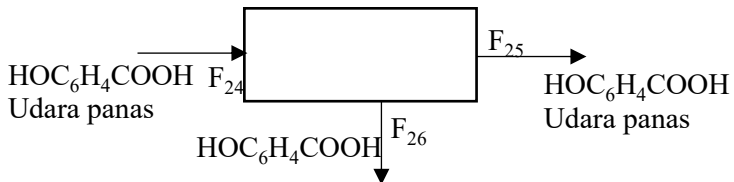
$$\text{Massa} = 1822,50 \text{ kg/hari}$$

c. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$

$$\text{Massa terikut} = 1923,12 \text{ kg/hari}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)		Keluar (kg/hari)	
	F_{20}	F_{22}	F_{24}	F_{23}
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$	95777,55		1923,12	93854,43
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	2,30			2,30
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	2,18			2,18
H_2O	1843,02		1223,28	619,74
Na_2SO_4	107,14			107,14
Udara panas		268089,84	268089,84	
Total	365822,03		365822,03	

11. Cyclone



Dengan 2% padatan yang terikut pada gas (Perry 8th Edition)

Neraca massa *overall* :

Massa masuk = Massa keluar

$$F_{24} = F_{25} + F_{26}$$

Neraca massa komponen :

> Aliran F_{24}

a. Udara panas

$$\text{Massa} = 269313,12 \text{ kg/hari}$$

b. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$

$$\text{Massa terikut} = 1923,12 \text{ kg/hari}$$

> Aliran F_{26}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$

$$\begin{aligned} \text{Massa yang turun} &= \text{massa} \times 98\% \\ &= 1923,12 \text{ kg/hari} \times 0,98 \\ &= 1884,66 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

> Aliran F_{25}

a. $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$

$$\begin{aligned} \text{Massa yang terbang} &= \text{massa} \times 2\% \\ &= 1923,12 \text{ kg/hari} \times 0,02 \\ &= 38,46 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

b. Udara panas

$$\text{Massa} = 269313,12 \text{ kg/hari}$$

Komponen	Masuk (kg/hari)	Keluar (kg/hari)	
	F_{24}	F_{25}	F_{26}
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$	1923,12	38,46	1884,66

Udara panas	269313,12	269313,12	
Total	271236,24	271236,24	

APPENDIKS B NERACA PANAS

1 tahun produksi = 330 hari
 1 hari operasi = 24 jam
 Basis = 1 hari

Kapasitas produksi = 30000 ton asam salisilat/tahun
 = 91200 kg asam salisilat/hari

Satuan panas = Kkal
 Suhu reference = 25°C = 298 K

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$

- Asumsi:
1. Tidak ada akumulasi energi (*steady state*)
 2. Perubahan energi kinetik diabaikan ($E_p = 0$)
 3. Perubahan energi potensial diabaikan ($E_k = 0$)
 4. Tidak ada usaha yang ditambahkan ($W = 0$)
 5. Neraca panas dihitung pada setiap kapasitas alat

$$Q = m \cdot f \cdot C_p \cdot dt$$

sehingga,

$$Q = \Delta H$$

Data Perhitungan C_p (*heat capacity*):
 (Perry 8ed & Geankoplis 3ed)

Komponen	Heat Capacity (Kkal/Kg.K)
NaOH	0,46
H ₂ O	1,00
C ₆ H ₅ OH	0,56
C ₆ H ₅ ONa	0,45

$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	0,26
H_2SO_4	0,34
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$	0,47
Na_2SO_4	0,23

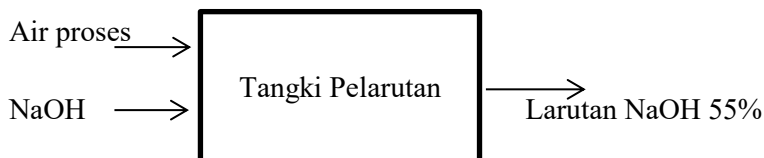
Data ΔH_f :

(Perry 8^{ed}, Tabel 2-194)

Komponen	ΔH_f (Kkal/mol)
NaOH	-99,59
H_2O	-68,32
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	-39,45
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	-78,61
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	-194,26
H_2SO_4	-193,91
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$	-139,89
CO_2	-94,05
Na_2SO_4	-331,52

1. Tangki Pelarutan

Fungsi: Melarutkan padatan NaOH dengan air hingga konsentrasi menjadi 55%



Tabel B.1 Perhitungan Enthalpy yang Masuk ($T=30^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	29793,79	5,00	0,46	68525,73
H ₂ O	24376,74		1,00	121725,26
Total	54170,54			190250,99

Didapatkan ΔH_s sebesar -2000 Kkal/Kmol (*Hougen 2nd edition*)

$$H_{\text{pelarutan}} = n \times \Delta H_s$$

$$n_{\text{NaOH}} = 744,84 \text{ Kmol}$$

$$\Delta H_s = -2000 \text{ Kkal/Kmol}$$

Dari perhitungan didapatkan suhu keluar sebesar $69,15^{\circ}\text{C}$

Tabel B.2 Perhitungan Enthalpy yang Keluar ($T=69,15^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	29793,79	44,15	0,46	605091,02
H ₂ O	24376,74		1,00	1074849,72
Total	54170,54			1679940,73

Neraca panas total:

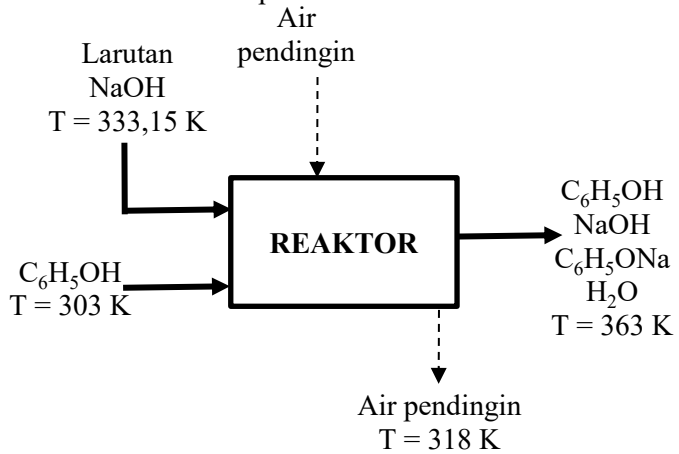
$$\begin{aligned} H_{\text{masuk}} &= H_{\text{pelarutan}} + H_{\text{keluar}} \\ 190250,99 &= -1489689,75 + 1679940,73 \\ 190250,99 &= 190250,99 \end{aligned}$$

Tabel B.3 Neraca Panas pada Tangki Pelarutan

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	68525,73	NaOH	605091,02
H ₂ O	68525,73	H ₂ O	1074849,72
		ΔH_s	-1489689,75
Total	137051,46		190250,99

2. Reaktor Na-Phenolate

Fungsi: Untuk mereaksikan phenol dengan larutan NaOH 55% agar dihasilkan natrium phenolate



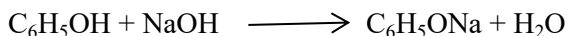
Tabel B.4 Perhitungan Enthalpy yang Masuk

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	29793,79	44,15	0,46	605091,02
H ₂ O	24376,74	44,15	1,00	1074849,72
C ₆ H ₅ OH	77016,96	5,00	0,56	215647,49
H ₂ O	7,70	5,00	1,00	38,46
Total	131195,20			1895626,68

Panas reaksi pada keadaan standar

Komponen	ΔH_f (Kkal/mol)	Mol	$\Delta H_f \times \text{mol}$
C ₆ H ₅ OH	-39,45	712816,54	-28120612,69
NaOH	-99,59	712816,54	-70991253,01
C ₆ H ₅ ONa	-78,61	712816,54	-56035934,21
H ₂ O	-68,32	712816,54	-48697773,01

Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



$$\begin{aligned}
 \Delta H_{25} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f_{\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}} + \Delta H_f_{\text{H}_2\text{O}}) - (\Delta H_f_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} + \Delta H_f_{\text{NaOH}}) \\
 &= -5621841,52 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Tabel B.5 Perhitungan Enthalpy yang Keluar (T=90°C)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	1281,13	65,00	0,46	38305,88
C ₆ H ₅ ONa	82686,72		0,45	2423961,17
H ₂ O	37215,14		1,00	2415839,48
C ₆ H ₅ OH	10012,20		0,56	365095,05
Total	131195,20			5243201,58

Menghitung Neraca Panas Overall

$$\begin{aligned}
 H \text{ masuk} + Q &= H \text{ keluar} + \Delta H_{25} \\
 Q + 1895626,68 &= 5243201,58 + -5621841,52 \\
 Q &= -2274266,63 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Air pendingin digunakan untuk memenuhi pelepasan panas.

Kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu air pendingin masuk} &= 303,00 \text{ K} \\
 \text{Suhu air pendingin keluar} &= 318,00 \text{ K} \\
 \text{Cp air pendingin} &= 1,00 \text{ kkal/kg K}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa air pendingin yang dibutuhkan:

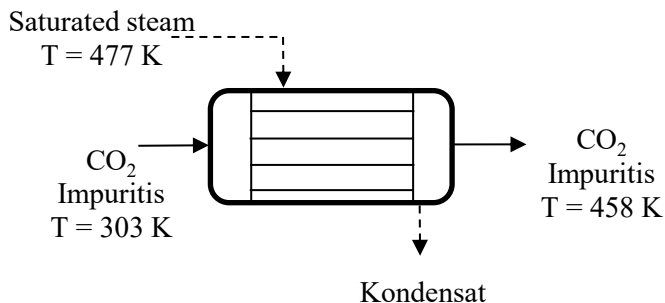
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H \text{ pendingin keluar} - H \text{ pendingin masuk} \\
 2274266,63 &= (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 45^\circ\text{C}} - (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 30^\circ\text{C}} \\
 2274266,63 &= 19,97 \text{ m} - 4,99 \text{ m} \\
 2274266,63 &= 14,98 \text{ m} \\
 m &= 151815,13 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.6 Neraca Panas pada Reaktor Na-Phenolate

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	605091,02	C ₆ H ₅ ONa	2423961,17
H ₂ O	1074849,72	NaOH	38305,88
		C ₆ H ₅ OH	365095,05
		H ₂ O	2415839,48
H ₂ O	38,46		
C ₆ H ₅ OH	215647,49	ΔH_{25}	-5621841,52
		Q serap	2274266,63
Total	1895626,68		1895626,68

3. CO₂ Preheater

Fungsi: Untuk menaikkan suhu gas CO₂



Tabel B.7 Perhitungan Enthalpy yang Masuk ($T=55^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
CO ₂	31078,01	30,00	0,20	187400,40
Impuritis	3,11			93,24
Total	87706,10			187493,65

Tabel B.8 Perhitungan Enthalpy yang Keluar ($T=175^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
CO ₂	31078,01	150	0,20	937002,01
Impuritis	3,11			466,22
Total	87706,10			937468,23

Dari Geankoplis (2003), didapatkan data sebagai berikut :

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 400°F dan bertekanan 247.1 psia.

$$H_v = 2795,85 \text{ kJ/Kg} = 668,21 \text{ Kkal/Kg}$$

$$H_l = 872,53 \text{ kJ/Kg} = 208,53 \text{ Kkal/Kg}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda_{\text{steam}} &= H_v - H_l \\
 &= 668,21 - 208,53 \\
 &= 459,67 \text{ Kkal/Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung steam yang dibutuhkan:

Note: $Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} &= H_{\text{out}} + Q_{\text{loss}} \\
 187493,65 + Q_{\text{supply}} &= 937468,23 + 0.05 Q_{\text{supply}} \\
 0.95 Q_{\text{supply}} &= 749974,58 \\
 Q_{\text{supply}} &= 789446,93 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 0.05 Q_{\text{supply}} \\
 &= 39472,35 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Maka, dapat diketahui massa steam yang dibutuhkan:

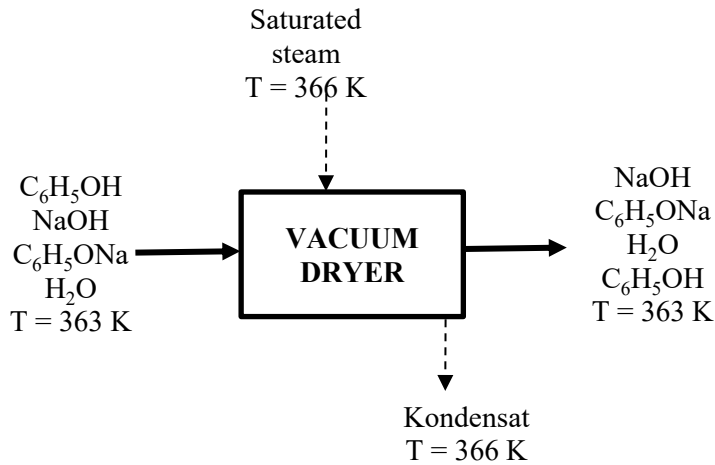
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\
 789446,93 &= m \times 459,67 \\
 m &= 1717,41 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.9 Neraca Panas pada CO₂ Pre Heater

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
CO ₂	187400,40	CO ₂	937002,01
Impuritis	93,24	Impuritis	466,22
Q supply	789446,93	Q loss	39472,35
Total	976940,57		976940,57

4. *Vacuum Dryer*

Fungsi: Menghilangkan kadar air pada produk dari reaktor I



Tabel B.10 Perhitungan Enthalpy yang Masuk ($T=90^\circ\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	1281,13	65,00	0,46	754999,03
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	82686,72		0,45	47775647,61
H_2O	37215,14		1,00	47615571,05
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	10012,20		0,56	7195928,94
Total	131195,20			103342146,63

Menurunkan moisture content dari 28% menjadi 17%

Sehingga, massa air menjadi 18644,18 Kg

Maka massa air yang menguap:

$$\begin{aligned} &= 37215,14 - 18644,18 \\ &= 18570,96 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Tabel B.11 Perhitungan Enthalpy yang Keluar (T=90°C)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	1281,13	65,00	0,46	754999,03
C ₆ H ₅ ONa	82686,72		0,45	47775647,61
H ₂ O	18644,18		1,00	23854626,30
C ₆ H ₅ OH	10012,20		0,56	7195928,94
Total	112624,24			79581201,88

Perhitungan panas laten *(Geankoplis, 2003)*

Komponen	Massa	P (kPa)	H _v	H (kkal)
H ₂ O	445703,06	70,14	635,76	283361915,77
Total				283361915,77

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas keluar} &= \text{H keluar} + \text{Panas laten} \\
 &= 79581201,88 + 283361915,77 \\
 &= 362943117,65 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Neraca Energi Overall

$$\begin{aligned}
 \text{H masuk} + Q &= \text{H keluar} + \text{Panas laten} \\
 Q &= Q \text{ keluar} + \text{panas laten} - Q \text{ masuk} \\
 Q &= 79581201,9 + 283361916 - 103342147 \\
 Q &= 259600971,02 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Saturated steam digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas.

Dari Geankoplis (2003), didapatkan data sebagai berikut :

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 200°F dan bertekanan 11.529 psia.

$$H_v = 2665,36 \text{ kJ/Kg} = 637,02 \text{ Kkal/Kg}$$

$$H_l = 390,93 \text{ kJ/Kg} = 93,43 \text{ Kkal/Kg}$$

$$\lambda \text{ steam} = H_v - H_l$$

$$\begin{aligned}
 &= 637,02 - 93,43 \\
 &= 543,59 \text{ Kkal/Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung steam yang dibutuhkan:

Note: $Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} &= H_{\text{out}} + H_{\text{laten}} + Q_{\text{loss}} \\
 103342146,63 + Q_{\text{supply}} &= 362943118 + 0.05Q_{\text{supply}} \\
 0.95Q_{\text{supply}} &= 259600971,02 \\
 Q_{\text{supply}} &= 273264180,02 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 0.05Q_{\text{supply}} \\
 &= 13663209 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Maka, dapat diketahui massa steam yang dibutuhkan:

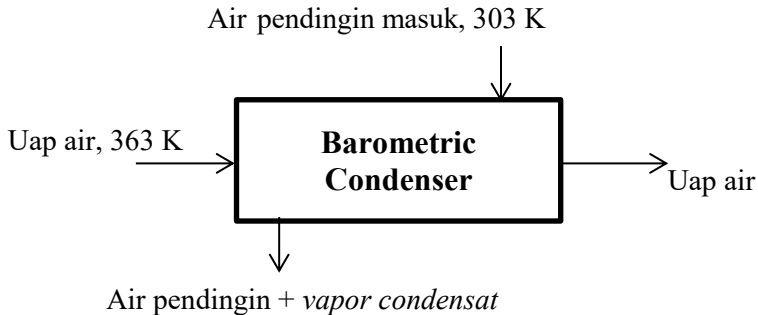
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\
 273264180,02 &= m \times 543,59 \\
 m &= 502703,30 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.12 Neraca Panas pada Vacuum Dryer

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	754999,03	NaOH	754999,03
C ₆ H ₅ ONa	47775647,61	C ₆ H ₅ ONa	47775647,61
C ₆ H ₅ OH	7195928,94	C ₆ H ₅ OH	7195928,94
H ₂ O	47615571,05	H ₂ O	23854626,30
		Panas laten	283361915,77
Q supply	273264180,02	Q loss	13663209,00
Total	376606326,65		376606326,65

5. Barometric Condenser

Fungsi: Mengondensasikan sebagian uap air dan menjaga tekanan pada vacuum dryer



Neraca massa kondensasi: 20% uap yang masuk

$$\text{Massa uap air} = 18570,961 \text{ kg}$$

$$\text{Uap air yang lolos} = 0,20 \times 18570,96 = 3714,2 \text{ kg}$$

$$\text{Kondensat} = 18570,96 - 3714,2 = 14857 \text{ kg}$$

Entalpi bahan masuk:

Entalpi uap air dari vacuum dryer pada suhu 90°C

$$H = m \times C_p \times \Delta T + m \cdot \lambda$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 1,00 \text{ kkal/kg K}$$

$$\lambda \text{ H}_2\text{O} = 635,76 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} H \text{ H}_2\text{O} &= (18570,96 \times 1 \times 65) + (18570,96 \times 635,76) \\ &= 13012289,70 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung suhu air pendingin keluar, digunakan persamaan:

$$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) \times (t_v - t_1) \quad (\text{Hugot Eq. 40.8, p:866})$$

Dimana: a = perbandingan udara dalam uap (% massa)

$$a = 0,5\% - 2\% \quad (\text{Hugot, p:866})$$

Diambil: $a = 0,005$

Jadi:

$$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) \times (t_v - t_1)$$

$$90 - t_2 = 6,006$$

$$t_2 = 83,99 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,99 \text{ K}$$

Entalpi bahan keluar:

1. Entalpi uap air keluar pada suhu 83,99°C

$$H = m \times C_p \times \Delta T + m \cdot \lambda$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 1,00 \text{ kkal/kg K}$$

$$\lambda \text{ H}_2\text{O} = 633,40 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} H \text{ H}_2\text{O} &= (3714,19 \times 1 \times 58,99) + (3714,19 \times 633,4) \\ &= 2571391,35 \text{ kkal} \end{aligned}$$

2. Entalpi kondensat keluar pada suhu 83,99°C

$$H = m \times C_p \times \Delta T + m \cdot \lambda$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 1,00 \text{ kkal/kg K}$$

$$\lambda \text{ H}_2\text{O} = 633,40 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} H \text{ H}_2\text{O} &= (14856,8 \times 1 \times 58,99) + (14856,8 \times 633,4) \\ &= 10285565,4 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total entalpi bahan keluar} &= 2571391,35 + 10285565,40 \\ &= 12856956,76 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung Neraca Energi Overall

$$H \text{ masuk} + Q = H \text{ keluar}$$

$$Q = 12856956,76 - 13012289,70$$

$$Q = -155332,94 \text{ Kkal}$$

Air pendingin digunakan untuk memenuhi pelepasan panas.

Kebutuhan air pendingin :

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 303,00 \text{ K}$$

Suhu air pendingin keluar = 318,00 K

Cp air pendingin = 1,00 kkal/kg K

Menghitung massa air pendingin yang dibutuhkan:

$Q_{\text{serap}} = H_{\text{pendingin keluar}} - H_{\text{pendingin masuk}}$

$155332,94 = (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 45^{\circ}\text{C}} - (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 30^{\circ}\text{C}}$

$155332,94 = 19,97 \text{ m} - 4,99 \text{ m}$

$155332,94 = 14,98 \text{ m}$

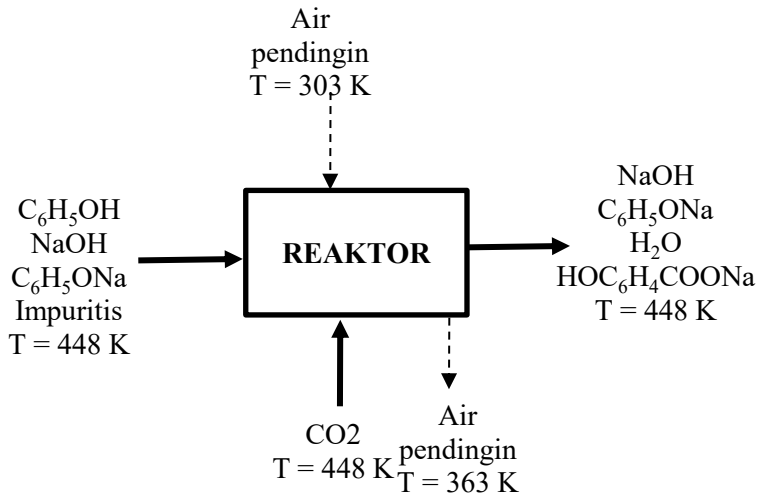
$m = 10369,01 \text{ Kg}$

Tabel B.13 Neraca Panas pada Barometric Condenser

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
H ₂ O	13012289,70	H ₂ O	12856956,76
		Q serap	155332,94
Total	13012289,70		13012289,70

6. Reaktor Na-Salisilat

Fungsi: Untuk mereaksikan natrium phenolate dengan gas CO_2



Tabel B.14 Perhitungan Enthalpy yang Masuk

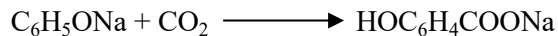
Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	1281,13	65	0,46	38305,88
H_2O	18644,16	65	1,00	1210294,97
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	10012,20	65	0,56	365095,05
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	82686,72	65	0,45	2423961,17
CO_2	31078,01	150	0,20	406034,20
Impuritis	3,11	150		202,03
Total	143705,34			4443893,30

Tabel B.15 Perhitungan Enthalpy yang Keluar ($T=175^\circ\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
NaOH	1281,13		0,46	88398,19

H ₂ O	18644,16	150	1,00	2792988,39
C ₆ H ₅ OH	10012,20		0,56	842527,03
C ₆ H ₅ ONa	1138,87		0,45	77044,41
CO ₂	146,07		0,20	4403,91
HOC ₆ H ₄ COONa	112468,54		0,26	4460502,49
Karotenoid	11,25			1687,50
Impuritis	3,11			466,22
Total	143705,34			8268018,14

Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Panas reaksi pada keadaan standar

Komponen	ΔH_f (Kkal/mol)	mol	$\Delta H_f \times \text{mol}$
C ₆ H ₅ ONa	-78,61	702998,72	-55264135,28
CO ₂	-94,05	702998,72	-66118294,89
OC ₆ H ₅ COOH	-194,26	702998,72	-136563968,70

Maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{25} &= (\Delta H_{f\text{HOC}_6\text{H}_5\text{COONa}}) - (\Delta H_{f\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}} + \Delta H_{f\text{CO}_2}) \\
 &= (-136563968,7) - (-55264135,28 - 66118294,89) \\
 &= -15181538,53 \quad \text{Kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Neraca Energi Overall

$$\begin{aligned}
 \text{H masuk} + Q &= \text{H keluar} + \Delta H_{25} \\
 Q &= \text{H keluar} + \Delta H_{25} - \text{H masuk} \\
 Q &= 8268018,14 - 15181538,53 - 4443893,3 \\
 Q &= -11357413,69 \quad \text{Kkal}
 \end{aligned}$$

Air pendingin digunakan untuk memenuhi pelepasan panas.

Kebutuhan air pendingin :

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 303,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 363,00 \text{ K}$$

$$\text{Cp air pendingin} = 1,00 \text{ kkal/kg K}$$

Menghitung massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$\text{Qserap} = \text{H pendingin keluar} - \text{H pendingin masuk}$$

$$11357413,69 = (m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T)_{\text{air } 45^{\circ}\text{C}} - (m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T)_{\text{air } 30^{\circ}}$$

$$11357413,69 = 19,97 \text{ m} - 4,99 \text{ m}$$

$$11357413,69 = 14,98 \text{ m}$$

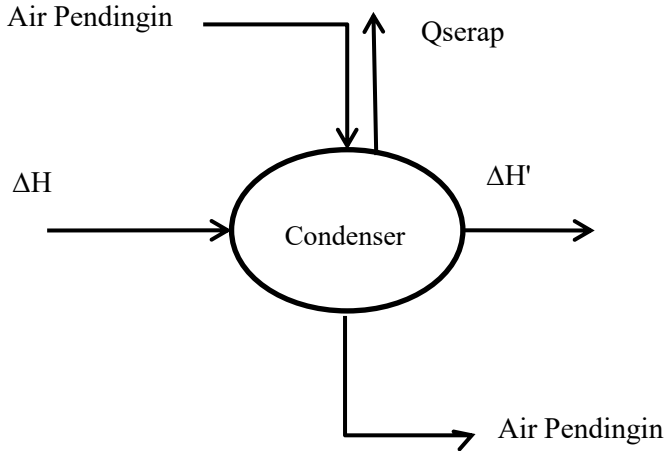
$$\text{m} = 758146,50 \text{ Kg}$$

Tabel B.16 Neraca Panas pada Na-Salisilat

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
NaOH	38305,88	NaOH	88398,19
C ₆ H ₅ ONa	2423961,17	C ₆ H ₅ ONa	77044,41
C ₆ H ₅ OH	365095,05	C ₆ H ₅ OH	842527,03
H ₂ O	1210294,97	H ₂ O	2792988,39
		CO ₂	4403,91
CO ₂	406034,20	HOC ₆ H ₄ COONa	4460502,49
Impuritis	202,03	Impuritis	466,22
		Karotenoid	1687,50
		ΔH ₂₅	-15181538,53
		Q serap	11357413,69
Total	4443893,30		4443893,30

7. Kondensor

Fungsi: Untuk mengondensasikan air yang menguap dari reaktor



Tabel B.17 Perhitungan Enthalpy yang Masuk ($T = 144^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
H ₂ O	447459,84	119	1,00	53178498,92
Total	447459,84			53178498,92

Perhitungan panas laten aliran yang masuk

Komponen	Massa	P (atm)	H _v	H (kkal)
H ₂ O	447459,84	4,00	654,76	292980773,66
Total				292980773,66

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas masuk kondensor} &= \text{panas sensibel} + \text{panas laten} \\
 &= 53178498,9 + 292980773,7 \\
 &= 346159272,58 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Tabel B.18 Perhitungan Enthalpy yang Keluar ($T = 30^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
H ₂ O	447459,84	5,00	1,00	2234390,71
Total	447459,84			2234390,71

Menghitung Neraca Panas Overall

$$H \text{ masuk} + Q = H \text{ keluar}$$

$$Q = H \text{ keluar} - H \text{ masuk}$$

$$Q = 2234390,71 - 346159272,58$$

$$Q = -343924881,87 \text{ Kkal}$$

Air pendingin digunakan untuk memenuhi pelepasan panas.

Kebutuhan air pendingin :

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 303,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 318,00 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 1,00 \text{ kkal/kg K}$$

Menghitung massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$Q_{\text{serap}} = H \text{ pendingin keluar} - H \text{ pendingin masuk}$$

$$343924881,87 = (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 45^{\circ}\text{C}} - (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 30^{\circ}}$$

$$343924881,87 = 19,97 \text{ m} - 4,99 \text{ m}$$

$$343924881,87 = 14,98 \text{ m}$$

$$m = 22958171,08 \text{ Kg}$$

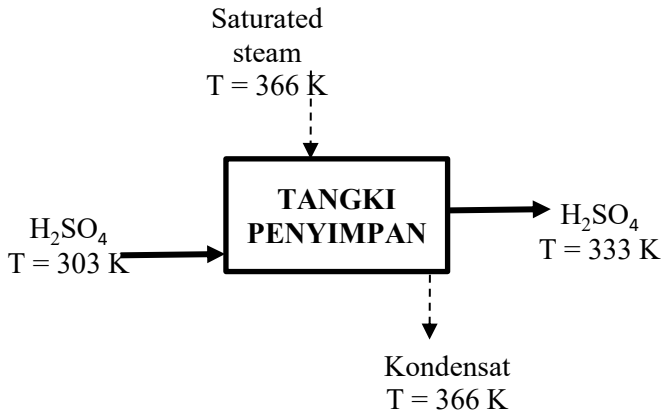
Tabel B.19 Neraca Panas pada Kondensor

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
H ₂ O	53178498,92	H ₂ O	2234390,71
H laten	292980773,66		

		Q serap	343924881,87
Total	346159272,58		346159272,58

8. Tangki Penyimpan

Fungsi: Untuk menyimpan dan menaikkan suhu H_2SO_4



Tabel B.20 Perhitungan Enthalpy yang Masuk ($T = 30^\circ\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	$\Delta T \text{ (K)}$	C_p	H (kkal)
H_2SO_4	36144,13	5,00	0,34	60595,63
H_2O	737,64		1,00	3683,38
Total	36881,76			64279,01

Tabel B.21 Perhitungan Enthalpy yang Keluar ($T = 60^\circ\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	$\Delta T \text{ (K)}$	C_p	H (kkal)
H_2SO_4	36144,13	35,00	0,34	424169,40
H_2O	737,64		1,00	25783,67
Total	36881,76			449953,07

Menghitung Neraca Energi Overall

$$\begin{aligned}
 H \text{ masuk} + Q &= H \text{ keluar} \\
 Q &= H \text{ keluar} - H \text{ masuk} \\
 Q &= 449953,07 - 64279,01 \\
 Q &= 385674,06 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Saturated steam digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas
 Dari Geankoplis (2003), didapatkan data sebagai berikut :

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 200°F
 dan bertekanan 11.529 psia.

$$\begin{aligned}
 H_v &= 2665,36 \text{ kJ/Kg} = 637,02 \text{ Kkal/Kg} \\
 H_l &= 390,93 \text{ kJ/Kg} = 93,43 \text{ Kkal/Kg} \\
 \lambda \text{ steam} &= H_v - H_l \\
 &= 637,02 - 93,43 \\
 &= 543,59 \text{ Kkal/Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung steam yang dibutuhkan:

Note: $Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} &= H_{\text{out}} + Q_{\text{loss}} \\
 64279,01 + Q_{\text{supply}} &= 449953,07 + 0.05 Q_{\text{supply}} \\
 0.95 Q_{\text{supply}} &= 449953,07 - 64279,01 \\
 Q_{\text{supply}} &= 405972,70 \text{ Kkal} \\
 Q_{\text{loss}} &= 0.05 Q_{\text{supply}} \\
 &= 20298,63 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Maka, dapat diketahui massa steam yang dibutuhkan:

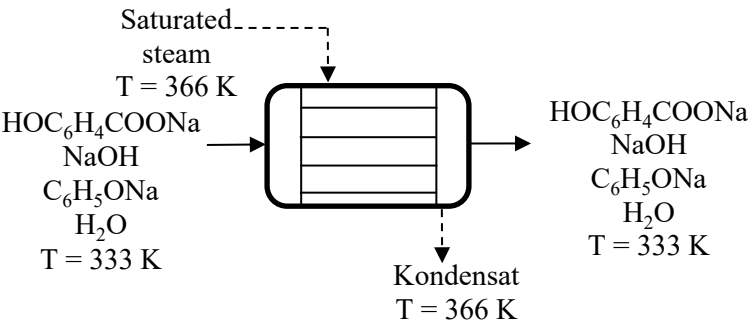
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\
 405972,70 &= m \times 543,59 \\
 m &= 746,84 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.22 Neraca Panas pada Tangki Penyimpan

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
H ₂ SO ₄	60595,63	H ₂ SO ₄	424169,40
H ₂ O	3683,38	H ₂ O	25783,67
Q supply	405972,70	Q loss	20298,63
Total	470251,71		470251,71

9. Heater

Fungsi: Untuk memanaskan produk dari filter press sebelum masuk reaktor III



Tabel B.23 Perhitungan Enthalpy yang Masuk (T= 30°C)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
HOC ₆ H ₄ COONa	112168,11	5,00	0,26	148286,24
C ₆ H ₅ ONa	1137,59		0,45	2565,27
C ₆ H ₅ OH	142,79		0,56	400,53
NaOH	1277,71		0,46	2938,73
H ₂ O	897344,91		1,00	4480891,81
Total	1012071,11			4635082,57

Tabel B.24 Perhitungan Enthalpy yang Keluar (T= 60°C)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
HOC ₆ H ₄ COONa	112168,11	35,00	0,26	1038003,69
C ₆ H ₅ ONa	1137,59		0,45	2565,27
C ₆ H ₅ OH	142,79		0,56	400,53
NaOH	1277,71		0,46	2938,73
H ₂ O	897344,91		1,00	4480891,81
Total	1012071,11			5524800,02

Saturated steam digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas

Dari Geankoplis (2003), didapatkan data sebagai berikut :

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 200°F dan bertekanan 11.529 psia.

$$H_v = 2665,36 \text{ kJ/Kg} = 637,02 \text{ Kkal/Kg}$$

$$H_l = 390,93 \text{ kJ/Kg} = 93,43 \text{ Kkal/Kg}$$

$$\begin{aligned} \lambda \text{ steam} &= H_v - H_l \\ &= 637,02 - 93,43 \\ &= 543,59 \text{ Kkal/Kg} \end{aligned}$$

Menghitung steam yang dibutuhkan:

Note: $Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$

$$\begin{aligned} H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} &= H_{\text{out}} + Q_{\text{loss}} \\ 4635082,57 + Q_{\text{supply}} &= 5524800,02 + 0.05Q_{\text{supply}} \\ 0.95Q_{\text{supply}} &= 889717,45 \\ Q_{\text{supply}} &= 936544,68 \text{ Kkal} \\ \\ Q_{\text{loss}} &= 0.05Q_{\text{supply}} \\ &= 46827,23 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

Maka, dapat diketahui massa steam yang dibutuhkan:

$$Q_{\text{supply}} = m \times \lambda$$

$$936544,68 = m \times 543,59$$

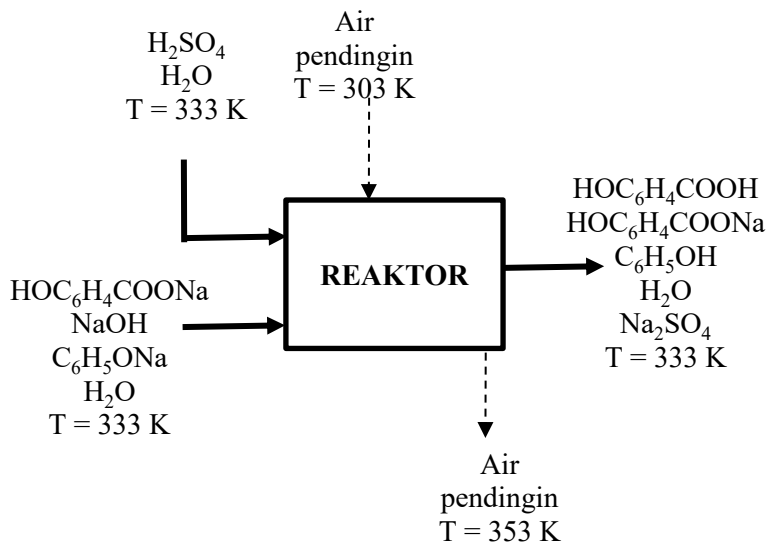
$$m = 1722,89 \text{ Kg}$$

Tabel B.25 Neraca Panas pada Heater

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
HOC ₆ H ₄ COONa	148286,24	HOC ₆ H ₄ COONa	1038003,69
C ₆ H ₅ ONa	2565,27	C ₆ H ₅ ONa	2565,27
C ₆ H ₅ OH	400,53	C ₆ H ₅ OH	400,53
NaOH	2938,73	NaOH	2938,73
H ₂ O	4480891,81	H ₂ O	4480891,81
Q supply	936544,68	Q loss	46827,23
Total	5571627,26		5571627,26

10. Reaktor Asam Salisilat

Fungsi: Untuk mereaksikan natrium salisilat dengan asam sulfat agar menghasilkan asam salisilat



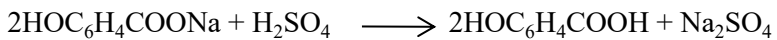
Tabel B.26 Perhitungan Enthalpy yang Masuk ($T=60^\circ\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}$	112168,11	35,00	0,26	1038003,69
H_2O	898080,70		1,00	31391961,83
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	1137,59		0,45	17956,86
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	142,79		0,56	2803,68
NaOH	1277,71		0,46	20571,13
H_2SO_4	36053,70		0,34	423108,20
Total	1048860,60			32894405,39

Tabel B.27 Perhitungan Enthalpy yang Keluar (T=60°C)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
HOC ₆ H ₄ COOH	95777,55	35,00	0,47	1575205,48
HOC ₆ H ₄ COONa	1121,68		0,26	10380,03
C ₆ H ₅ OH	1064,63		0,56	20904,01
Na ₂ SO ₄	52241,07		0,23	422369,05
H ₂ O	898655,67		1,00	31412059,62
Total	1048860,60			33440918,18

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor

Reaksi 1

Panas reaksi pada keadaan standar

Komponen	ΔH_f (Kkal/mol)	Mol	$\Delta H_f \times \text{mol}$
HOC ₆ H ₄ COONa	-194,26	695804,92	-135166507,13
H ₂ SO ₄	-193,91	347902,46	-67461766,02
HOC ₆ H ₄ COOH	-139,89	695804,92	-97333854,11
Na ₂ SO ₄	-331,52	347902,46	-115335545,05

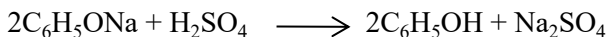
Maka,

$$\Delta H_{25} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f_{\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}} + \Delta H_f_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) - (\Delta H_f_{\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COONa}} + \Delta H_f_{\text{H}_2\text{SO}_4})$$

$$= (-97333854,11 - 115335545,05) - (-135166507,13 - 67461766,02)$$

$$= -10041126,01 \text{ Kkal}$$

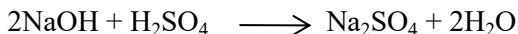
Reaksi 2

Panas reaksi pada keadaan standar

Komponen	ΔH_f (Kkal/mol)	Mol	$\Delta\text{H}_f \times \text{mol}$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	-78,61	9808,01	-771027,14
H_2SO_4	-193,91	4904,00	-950935,43
$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	-39,45	9808,01	-386925,92
Na_2SO_4	-331,52	4904,00	-1625760,23

Maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta\text{H}_{25} &= \Delta\text{H}_f \text{ produk} - \Delta\text{H}_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta\text{H}_f_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} + \Delta\text{H}_f_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) - (\Delta\text{H}_f_{\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}} + \Delta\text{H}_f_{\text{H}_2\text{SO}_4}) \\
 &= (-386925,92 - 1625760,23) - (-771027,14 - 950935,43) \\
 &= -290723,58 \quad \text{Kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 3

Panas reaksi pada keadaan standar

Komponen	ΔH_f (Kkal/mol)	Mol	$\Delta\text{H}_f \times \text{mol}$
NaOH	-99,59	32022,31	-3189185,37
H_2SO_4	-193,91	16011,16	-3104723,32
Na_2SO_4	-331,52	16011,16	-5307968,91
H_2O	-68,32	32022,31	-2187681,14

Maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta\text{H}_{25} &= \Delta\text{H}_f \text{ produk} - \Delta\text{H}_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta\text{H}_f_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta\text{H}_f_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) - (\Delta\text{H}_f_{\text{NaOH}} + \Delta\text{H}_f_{\text{H}_2\text{SO}_4})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= (-2187681,14 - 5307968,91) - (-3189185,37 - 3104723, \\
 &= -1201741,35 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Total panas reaksi pada reaktor:

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{25} \text{ total} &= \Delta H_{25} \text{ reaksi 1} + \Delta H_{25} \text{ reaksi 2} + \Delta H_{25} \text{ reaksi 3} \\
 &= -10041126,01 - 290723,58 - 1201741,4 \\
 &= -11533590,95 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Neraca Energi Overall

$$\begin{aligned}
 H \text{ masuk} + Q &= H \text{ keluar} + \Delta H_{25} \text{ total} \\
 Q + 32894405,39 &= 33440918,18 + -11533590,95 \\
 Q &= -10987078,15 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Air pendingin digunakan untuk memenuhi pelepasan panas.

Kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu air pendingin masuk} &= 303,00 \text{ K} \\
 \text{Suhu air pendingin keluar} &= 318,00 \text{ K} \\
 \text{Cp air pendingin} &= 1,00 \text{ kkal/kg K}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H \text{ pendingin keluar} - H \text{ pendingin masuk} \\
 10987078,15 &= (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 45^\circ\text{C}} - (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{air } 30^\circ} \\
 10987078,15 &= 19,97 \text{ m} - 4,99 \text{ m} \\
 10987078,15 &= 14,98 \text{ m} \\
 m &= 733425,33 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

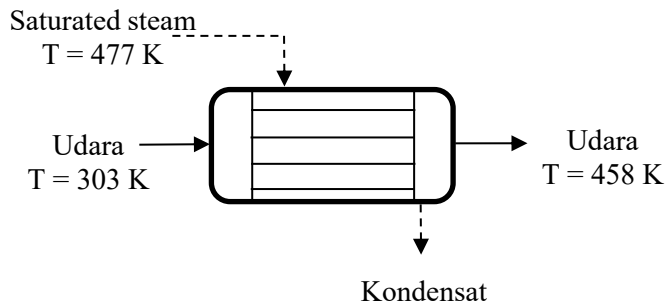
Tabel B.28 Neraca Panas pada Reaktor Asam Salisilat

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
HOC ₆ H ₄ COONa	1038003,69	HOC ₆ H ₄ COONa	10380,03
C ₆ H ₅ ONa	17956,86	HOC ₆ H ₄ COOH	1575205,48

C ₆ H ₅ OH	142,79	C ₆ H ₅ OH	20904,01
NaOH	20571,13	Na ₂ SO ₄	422369,05
H ₂ O	1310250,56	H ₂ O	31412059,62
H ₂ SO ₄	423108,20		
H ₂ O	1074,32		
		Q serap	10987078,15
Total	2811107,55		2811107,55

11. Heater

Fungsi: Untuk menaikkan suhu udara



Tabel B.29 Perhitungan Enthalpy yang Masuk (T=30°C)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C _p	H (kkal)
Udara	2678,86	5,00	0,24	19299,65
Total	2678,86			19299,65

Tabel B.30 Perhitungan Enthalpy yang Keluar ($T=70^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	C_p	H (kkal)
Udara	2678,86	45	0,24	96498,27
Total	2678,86			96498,27

Saturated steam digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas

Dari Geankoplis (2003), didapatkan data sebagai berikut :

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 200°F dan bertekanan 11.529 psia.

$$H_v = 2665,36 \text{ kJ/Kg} = 637,02 \text{ Kkal/Kg}$$

$$H_l = 390,93 \text{ kJ/Kg} = 93,43 \text{ Kkal/Kg}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{steam}} &= H_v - H_l \\ &= 637,02 - 93,43 \\ &= 543,59 \text{ Kkal/Kg} \end{aligned}$$

Menghitung steam yang dibutuhkan:

Note: $Q_{\text{loss}} = 5\% Q_{\text{supply}}$

$$\begin{aligned} H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} &= H_{\text{out}} + Q_{\text{loss}} \\ 19299,65 + Q_{\text{supply}} &= 96498,27 + 0.05 Q_{\text{supply}} \\ 0.95 Q_{\text{supply}} &= 77198,62 \\ Q_{\text{supply}} &= 81261,70 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 0.05 Q_{\text{supply}} \\ &= 4063,09 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

Maka, dapat diketahui massa steam yang dibutuhkan:

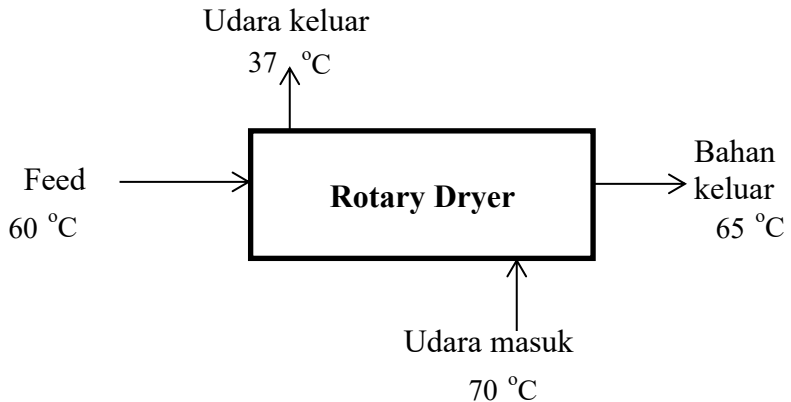
$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\ 81261,70 &= m \times 637,02 \\ m &= 127,57 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Tabel B.31 Neraca Panas pada Heater

Masuk		Keluar	
Komponen	Panas (Kkal)	Komponen	Panas (Kkal)
Udara	19299,65	Udara	96498,27
Q supply	81261,70	Q loss	4063,09
Total	100561,36		100561,36

12. Rotary Dryer

Fungsi: Untuk mengurangi kadar air asam salisilat hingga 0,5%

**Tabel B.32** Komponen yang masuk rotary dryer

Komponen	Massa (Kg)	% Berat
HOC ₆ H ₄ COOH	95777,55	98,00
HOC ₆ H ₄ COONa	2,30	0,002
C ₆ H ₅ OH	2,18	0,00
Na ₂ SO ₄	107,14	0,11

H ₂ O	1843,02	1,89
Total	97732,19	100,00

Data kondisi operasi:

T udara masuk, T _{G2}	=	343	K
C _p solid	=	0,47	Kkal/Kg
H ₂	=	0,01	(humidity chart)
Feed masuk, Ls	=	97732,19	kg/hari
T feed masuk, T _{S1}	=	333	K
T feed keluar, T _{S2}	=	338	K
X ₁	=	0,02	
X ₂	=	0,005	
C _p udara	=	0,25	Kkal/Kg.C

Mencari suhu udara keluar (T_{G1}):

Dari Humidity chart berdasarkan T_{G2} = 70°C dan H₂ = 0.01 diperoleh Tw = 30°C

$$N_t = \ln \frac{T_{g_{in}} - T_{wb}}{T_{g_{out}} - T_{wb}}$$

Harga N_t yang ekonomis berkisar antara 1.5 sampai 2.5 (Mc Cabe)

$$N_t = \ln \frac{T_{G2} - T_w}{T_{G1} - T_w}$$

$$2 = \ln \frac{70 - 30}{T_{G1} - 30}$$

$$T_{G1} = 37^\circ\text{C}$$

Material Balance

$$\begin{aligned}
 GH_2 + Ls.X_1 &= GH_1 + Ls.X_2 \\
 G(0.01) + 97732,19(0,02) &= GH_1 + 97732,19(0,005) \\
 G(0.01) + 1878,44 &= GH_1 + 488,66 \\
 0.01G - GH_1 &= -1389,78 \quad \text{..... (pers 1)}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Enthalpy entering gas

Dengan 0°C sebagai datum $\lambda_o = 2501 \text{ kJ/Kg} = 597,74$ (Geankoplis)

$$\begin{aligned}
 H'G_2 &= Cs(T_{G2}-T_0) + H_2(\lambda_o) \\
 &= (1,005 + 1,88*0,01)*(70-0) + 0,01*(597,74) \\
 &= 77,64 \quad \text{Kkal/kg dry air}
 \end{aligned}$$

Enthalpy exit gas

$$\begin{aligned}
 H'G_1 &= Cs(T_{G1}-T_0) + H_1(\lambda_o) \\
 &= (1,005 + 1,88*H_1)*(37-0) + H_1*(597,74) \\
 &= 37,19 + 667,3 H_1
 \end{aligned}$$

Enthalpy entering solid

$$\begin{aligned}
 H's_1 &= CpS(Ts_1-T_0) + X_1.CpA(Ts_1-T_0) \\
 &= 0,47*(60-0) + 0,02*0,25*(60-0) \\
 &= 28,48 \quad \text{Kkal/Kg dry solid}
 \end{aligned}$$

Enthalpy entering solid

Komponen 1

$$\begin{aligned}
 H's_2 &= CpS(Ts_2-T_0) + X_2.CpA(Ts_2-T_0) \\
 &= 047*(65-0) + 0,005*0,25*(65-0) \\
 &= 30,62 \quad \text{Kkal/Kg dry solid}
 \end{aligned}$$

Komponen 2

$$\begin{aligned}
 H's_2 &= CpS(Ts_2-T_0) + X_2.CpA(Ts_2-T_0) \\
 &= 0,26*(65-0) + 0,005*0,25*(65-0) \\
 &= 17,27 \text{ Kkal/Kg dry solid}
 \end{aligned}$$

Komponen 3

$$\begin{aligned}
 H's_2 &= CpS(Ts_2-T_0) + X_2.CpA(Ts_2-T_0) \\
 &= 0,56*(65-0) + 0,005*0,25*(65-0) \\
 &= 36,55 \text{ Kkal/Kg dry solid}
 \end{aligned}$$

Komponen 4

$$\begin{aligned}
 H's_2 &= CpS(Ts_2-T_0) + X_2.CpA(Ts_2-T_0) \\
 &= 0,23*(65-0) + 0,005*0,25*(65-0) \\
 &= 15,10 \text{ Kkal/Kg dry solid}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total enthalpy entering solid} = 99,53 \text{ Kkal/kg dry solid}$$

Heat Balance

$$GH'G_2 + Ls.H's_1 = GH'G_1 + Ls.H's_2 + Q \text{ loss}$$

$$GH'G_2 + Ls.H's_1 = GH'G_1 + Ls.H's_2 + 5\%*(GH'G_2 + Ls.H's_1)$$

$$77,64G + -7083268,6 = 37,19G + 667,3GH_1 + 3,88 \text{ G}$$

$$36,58 \text{ G} - 7083268,6 = 667,3GH_1$$

$$36,58 \text{ G} - 667,3GH_1 = 7083268,6 \dots\dots\dots(\text{pers 2})$$

Eliminasi pers. 1 dan pers. 2

$$\begin{array}{rcl}
 36,58 \text{ G} - 667,3GH_1 & = & 7083268,6 \quad \left| \begin{array}{l} \times 1 \\ \times 667,3 \end{array} \right| \\
 0,01G - GH_1 & = & -1389,78
 \end{array}$$

$$36,58 \text{ G} - 667,3GH_1 = 7083268,6$$

$$\underline{6,67 \text{ G} - 667,3GH_1 = -927402} \quad \underline{\hspace{1cm}}$$

$$29,90 \text{ G} = 8010670,40$$

$$\text{G} = 267886,46 \text{ Kg dry air/h}$$

Sehingga, nilai H_1 adalah:

$$36,58 \text{ G} - 667,3 \text{GH}_1 = 7083268,6$$

$$9798276,7 - 178760634 \text{ H}_1 = 7083268,6$$

$$178760634,04 \text{ H}_1 = 2715008,19$$

$$\text{H}_1 = 0,02 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}$$

Perhitungan panas masuk :

$$\begin{aligned} \text{Panas feed} &= \text{Ls} \cdot \text{H}'\text{s}_1 \\ &= 97732,19 \times 28,48 \\ &= 2783638,02 \text{ kkal/jam} \\ \text{Panas udara} &= \text{G} \cdot \text{H}'\text{G}_2 \\ &= 267886,46 \times 77,64 \\ &= 20799615,48 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan panas keluar :

$$\begin{aligned} \text{Panas produk} &= \text{Ls} \cdot \text{H}'\text{s}_2 \\ &= 97732,19 \times 99,53 \\ &= 9727724,67 \text{ kkal/jam} \\ \text{Panas udara} &= \text{G} \cdot \text{H}'\text{G}_1 \\ &= 267886,46 \times 47,32 \\ &= 12676366,16 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Q loss} &= 5\% \times (\text{GH}'\text{G}_2 + \text{Ls} \cdot \text{H}'\text{s}_1) \\ &= 0,05 \times (20799615 + 2783638,02) \\ &= 1179162,68 \text{ Kkal} \end{aligned}$$

Tabel B.33 Neraca Panas pada Rotary Dryer

Masuk		Keluar	
H feed	2783638,02	H produk	9727724,67
H udara	20799615,48	H udara	12676366,16
		Q loss	1179162,68
Total	23583253,50		23583253,50

Perhitungan massa uap air pada aliran masuk:

$$\begin{aligned}
 \text{Uap H}_2\text{O} &= G \times H_2 \\
 &= 267886,46 \times 0,01 \\
 &= 2678,86 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan massa uap air pada aliran udara keluar

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O produk} &= L_s \times X_2 \\
 &= 97732,19 \times 0,005 \\
 &= 488,66 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Uap H₂O = (Feed H₂O masuk + (G x H₂)) - H₂O produk

$$\begin{aligned}
 &= 1843,02 + 2678,9 - 488,66 \\
 &= 4033,22 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. Bin Penyimpan NaOH (M-210)

Fungsi = Menyimpan padatan NaOH

Bentuk = Silinder tegak dengan tutup atas datar dan tutup bawah konis

Jumlah = 2 unit

Kondisi operasi:

Temperatur, T = 30 °C

Tekanan, P = 1 atm

Rate massa, F = 29793,79 kg/hari = 66138,60 lb/jam

Densitas, ρ = 2130 kg/m³ = 132,91 lb/ft³

Waktu tinggal, t = 7 hari

Menghitung volume tangki

$$\text{Rate volumetrik, } v_o = \frac{F}{\rho} = \frac{66138,60 \text{ lb/hari}}{132,91 \text{ lb/ft}^3} = 24,88 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V &= v_o \times t \\ &= 66138,60 \text{ ft}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 3483,28 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Bahan akan menempati 80% tangki untuk faktor keamanan, sehingga:

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{V}{0,8} = \frac{3483,28 \text{ ft}^3}{0,8} = 4354,10 \text{ ft}^3$$

Menghitung dimensi tangki

Rasio H/D_i = 2-5 (Ulrich, tabel 4-27)

Diambil rasio H/D_i = 4

$$V_t = \text{Volume shell} + \text{volume tutup atas} + \text{volume tutup bawah}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell, } V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H}{4} \\ &= \frac{3,14 \times D_i^2 \times 4 D_i}{4} \\ &= 3,14 D_i^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas, } V_h = \frac{0,131 \times D_i^3}{\tan \alpha} + C \text{ (Brownell, 1969)}$$

Digunakan sudut puncak 30° , sehingga $\alpha = 22,5^\circ$

$$\begin{aligned}V_h &= \frac{0,131 \times D_i^3}{\tan 22,5} \\ &= \frac{0,131 \times D_i^3}{0,41} = 0,32 D_i^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_t &= V_s + V_a + V_h \\ &= (3,14 + 0 + 0,32) D_i^3 \\ 4354,10 \text{ ft}^3 &= 3,46 D_i^3 \\ D_i^3 &= 1258,59 \text{ ft}^3 \\ D_i &= 10,80 \text{ ft} \\ H &= 4 \times D_i = 2 \times 10,80 \text{ ft} = 43,19 \text{ ft}\end{aligned}$$

Digunakan H standar 48 ft

Menghitung tebal tangki

$$\begin{aligned}\text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel 316} \\ \text{Tipe las shell} &= \text{Double welded butt joint} \\ \text{Tipe las tutup, c} &= \text{Butt welded} \\ \text{Allowable stress, } f &= 15900 \\ \text{Efisiensi las, } E &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi, } C &= 0\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan optimum, } P_{op} &= P_h \\ &= \frac{\rho \times H}{144}\end{aligned}$$

$$= \frac{132,91 \times H}{144} = 0,92 H$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain, } P_d &= 1,2 \text{ Pop} \\ &= 1,2 \times 0,92 H \\ &= 1,11 H\end{aligned}$$

Tebal shell, t_s

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P \times D_i}{2 \times f \times E} + C(\text{Brownell, 1969}) \\ &= \frac{1,11 H \times (10,80 \text{ ft} \times 12)}{2 \times 15900 \times 0,8} + 0 = 0,006 H\end{aligned}$$

Karena tinggi bejana 40 ft, maka terdapat 5 *course*

$$\begin{aligned}t_{\text{course 1}} &= 0,006 H = 0,006 \times 48 \text{ ft} = 0,27 \text{ in (5/16 in)} \\ t_{\text{course 2}} &= 0,006 H = 0,006 \times 40 \text{ ft} = 0,23 \text{ in (1/4 in)} \\ t_{\text{course 3}} &= 0,006 H = 0,006 \times 32 \text{ ft} = 0,18 \text{ in (3/16 in)} \\ t_{\text{course 4}} &= 0,006 H = 0,006 \times 24 \text{ ft} = 0,14 \text{ in (3/16 in)} \\ t_{\text{course 5}} &= 0,006 H = 0,006 \times 16 \text{ ft} = 0,09 \text{ in (1/8 in)} \\ t_{\text{course 5}} &= 0,006 H = 0,006 \times 8 \text{ ft} = 0,05 \text{ in (1/8 in)}\end{aligned}$$

Tebal tutup bawah, t_a

Untuk *head* bentuk konis, digunakan persamaan:

$$\begin{aligned}t_a &= \frac{P \times D_i}{2 \times f \times E - P} \times \frac{1}{\cos \alpha} + C(\text{Brownell, 1969}) \\ &= \frac{(1,11 \times 48 \text{ ft}) \times (10,80 \text{ ft} \times 12)}{2 \times 15900 \times 0,8 - (1,11 \times 48)} \times \frac{1}{\cos 22,5} + 0 \\ &= 0,29 \text{ in (digunakan 5/16 in)}\end{aligned}$$

Tebal tutup atas, t_h

$$\begin{aligned}t_h &= c \times D_i \times \sqrt{\frac{P}{f}} + C(\text{Brownell, 1969}) \\ &= 0,45 \times (10,80 \text{ ft} \times 12) \times \sqrt{\frac{1,11 \times 8}{15900}} + 0\end{aligned}$$

= 0,1 in (digunakan 1/8in)

2. Tangki Penyimpan Asam Sulfat 98% (A-164)

Fungsi = Menyimpan sekaligus memanaskan asam sulfat 98%

Bentuk = Silinder tegak dengan tutup *torispherical* dilengkapi pipa pemanas

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur, T = 60 °C

Tekanan, P = 1 atm

Rate massa, F = 37000 kg/hari = 81570,94 lb/hari

Densitas, ρ = 1980 kg/m³ = 123,55 lb/ft³

Waktu tinggal, t = 7 hari

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik, } v_o &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{81570,94 \text{ lb/hari}}{123,55 \text{ lb/ft}^3} = 660,22 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V &= v_o \times t \\ &= 660,22 \text{ ft}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 4621,51 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Bahan akan menempati 80% tangki untuk faktor keamanan, sehingga:

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{V}{0,8} = \frac{4621,51 \text{ ft}^3}{0,8} = 5776,89 \text{ ft}^3$$

Menghitung dimensi tangki

Rasio H/D_i = 2-5 (*Ulrich, tabel 4-27*)

Diambil rasio H/D_i = 2

$$V_t = \text{Volume shell} + (2 \times \text{volume tutup})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell, } V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H}{4} \\ &= \frac{3,14 \times D_i^2 \times 2 D_i}{4} \\ &= 1,57 D_i^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup, } V_t = 0,0809 D_i^3 \text{ (Perry 8}^{th} \text{ Ed, tabel 10-60)}$$

$$\begin{aligned}V_t &= V_s + (2 \times V_h) \\ &= [1,57 + (2 \times 0,0809)] D_i^3 \\ 5776,89 \text{ ft}^3 &= 1,65 D_i^3 \\ D_i^3 &= 3499,23 \text{ ft}^3 \\ D_i &= 15,18 \text{ ft} \\ H &= 2 \times D_i = 2 \times 15,18 \text{ ft} = 30,36 \text{ ft} \\ \text{Digunakan } H &\text{ standar } 32 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki

$$\begin{aligned}\text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel 316} \\ \text{Tipe las shell} &= \text{Double welded butt joint} \\ \text{Tipe las tutup, c} &= \text{Butt welded} \\ \text{Allowable stress, } f &= 15900 \text{ psi} \\ \text{Efisiensi las, } E &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi, } C &= 0\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan optimum, } P_{op} &= P_h \\ &= \frac{\rho \times H}{144} \\ &= \frac{123,55 \times H}{144} = 0,86 H\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain, } P_d &= 1,2 P_{op} \\ &= 1,2 \times 0,86 H \\ &= 1,03 H\end{aligned}$$

Tebal shell, t_s

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times f \times E} + C(\text{Brownell, 1969})$$

$$= \frac{1,03 \text{ H} \times (15,2 \text{ ft} \times 12)}{2 \times 15900 \times 0,8} + 0 = 0,007 \text{ H}$$

Karena tinggi bejana 24 ft, maka terdapat 3course

$$t_{\text{course 1}} = 0,007 \text{ H} = 0,007 \times 32 \text{ ft} = 0,24 \text{ in (1/4 in)}$$

$$t_{\text{course 2}} = 0,007 \text{ H} = 0,007 \times 24 \text{ ft} = 0,18 \text{ in (3/16 in)}$$

$$t_{\text{course 3}} = 0,007 \text{ H} = 0,007 \times 16 \text{ ft} = 0,12 \text{ in (3/16 in)}$$

$$t_{\text{course 4}} = 0,007 \text{ H} = 0,007 \times 8 \text{ ft} = 0,06 \text{ in (3/16 in)}$$

Tebal tutup, t_h

Untuk head bentuk *torispherical*, digunakan persamaan:

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C(\text{Brownell, 1969})$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D_i + (2 \times t_s) \\ &= (15,2 \text{ ft} \times 12) + (2 \times 0,25 \text{ in}) \\ &= 182,68 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 192 in

Dari tabel X-X buku Brownell, didapatkan:

$$\text{icr} = 11,50 \text{ in}$$

$$r_c = 170 \text{ in}$$

Menghitung W:

$$W = \frac{3 + \sqrt{\frac{r_c}{\text{icr}}}}{4} (\text{Brownell, 1969})$$

$$= \frac{3 + \sqrt{\frac{170}{11,50}}}{4} = 1,71$$

$$t_h = \frac{1,03 H \times 170 \times 1,71}{2 \times 15900 \times 0,8 - 0,2 \times 1,03 H} + 0 = 0,01 H$$

Tebal tutup atas = $0,01 H = 0,01 \times 8 = 0,09 \text{ in } (3/16 \text{ in})$

Tebal tutup bawah = $0,01 H = 0,01 \times 32 = 0,38 \text{ in } (6/16 \text{ in})$

Menghitung dimensi pipa pemanas

Diketahui:

Tangki	Pipa
$D_i = 15,18 \text{ ft}$	$D_i = 1 \text{ in}$
$H = 32 \text{ ft}$	$L = 30 \text{ ft}$
$T = 140^\circ\text{F}$	

Dari Appendix B diperoleh:

Kebutuhan panas, $Q = 16915,53 \text{ kkal/jam} = 67154,65 \text{ Btu/jam}$

Kebutuhan *steam*, $w = 31,12 \text{ kg/jam} = 68,59 \text{ lb/jam}$

Panas yang hilang, $Q_{\text{loss}} = 845,78 \text{ kkal/jam} = 3357,75 \text{ Btu/jam}$

Menghitung t_f

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* 200°F

$$\frac{\Delta T}{do} = \frac{200 - 140}{1,32} = 45,45$$

$$t_f = \frac{200 + 140}{2} = 170^\circ\text{F}$$

Menghitung U_c dan U_d

Dari Fig 10.4 buku Kern halaman 216, didapatkan:

$h_o = 50 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 50}{1500 + 50} = 48,39 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,002$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d} \\ &= \frac{48,39 \times (1/0,002)}{48,39 + (1/0,002)} \\ &= 44,12 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung jumlah pipa pemanas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \\ &= \frac{67154,65}{44,12 \times 60} = 25,37 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari Kern Tabel 11, untuk pipa 1 in diperoleh 0,344 lin ft
Area/pipa = $0,344 \text{ ft} \times 30 \text{ ft} = 10,32 \text{ ft}^2$

$$\text{Jumlah pipa} = \frac{25,37 \text{ ft}^2}{10,32 \text{ ft}^2} = 3 \text{ buah}$$

3. Tangki Pelarutan NaOH (M-110)

Fungsi = Membuat larutan NaOH 55%

Bentuk = Silinder tegak dengan tutup *torispherical*
dilengkapi pengaduk

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur, T = $30 \text{ } ^\circ\text{C}$

Tekanan, P = $1 \text{ atm} = 14,71 \text{ psi}$

Rate massa, F = $54171 \text{ kg/hari} = 119425,43 \text{ lb/hari}$

Waktu tinggal, t = $15 \text{ menit} = 0,01 \text{ hari}$

Data ρ campuran

Komponen	w (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	%w
NaOH	1241,41	2130	0,55
H ₂ O	1015,70	1000	0,45
TOTAL	2257,11	-	1

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas campuran, } \rho_c &= \%w_1 \times \rho_1 + \%w_n \times \rho_n \\
 &= (0,55 \times 2130) + (0,45 \times 1000) \\
 &= 1621,50 \text{ kg/m}^3 = 101,18 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik, } v_o &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{119425,43 \text{ lb/hari}}{101,18 \text{ lb/ft}^3} = 1180,31 \text{ ft}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan, } V &= v_o \times t \\
 &= 1180,31 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,01 \text{ hari} = 295,08 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Bahan akan menempati 50% tangki untuk faktor keamanan, sehingga:

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{V}{0,5} = \frac{295,08 \text{ ft}^3}{0,5} = 590,15 \text{ ft}^3$$

Menghitung dimensi tangki

Rasio $D_i/H = 2$ (Ulrich, Tabel 23b)

$$V_t = \text{Volume shell} + (2 \times \text{volume tutup})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell, } V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times D_i^2 \times 0,5 D_i}{4} \\
 &= 0,39 D_i^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup, } V_t = 0,0809 D_i^3 \text{ (Perry 8}^{th} \text{ Ed, tabel 10-60)}$$

$$\begin{aligned}
 V_t &= V_s + (2 \times V_h) \\
 &= [0,39 + (2 \times 0,0809)] D_i^3 \\
 590,15 \text{ ft}^3 &= 0,47 D_i^3 \\
 D_i^3 &= 1246,63 \text{ ft}^3 \\
 D_i &= 10,76 \text{ ft} \\
 H &= 0,5 \times D_i = 0,5 \times 10,76 \text{ ft} = 5,38 \text{ ft} \\
 \text{Digunakan } H &\text{ standar } 8 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi larutan = diameter tangki (*Geankoplis, 1960*)

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H_L}{4} \\
 295,08 \text{ ft}^3 &= \frac{3,14 \times 10,76^2 \times H_L}{4} \\
 H_L &= 10,19 \text{ ft} \approx 10,76 \text{ ft (sesuai)}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel 316} \\
 \text{Tipe las shell} &= \text{Double welded butt joint} \\
 \text{Tipe las tutup, c} &= \text{Butt welded} \\
 \text{Allowable stress, } f &= 15900 \\
 \text{Efisiensi las, } E &= 0,8 \\
 \text{Faktor korosi, } C &= 0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan optimum, } P_{op} &= P_h + P \\
 &= \frac{\rho \times H}{144} + 14,71 \text{ psi} \\
 &= \frac{101,18 \times 8}{144} + 14,71 = 20,33 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain, } P_d &= 1,05 P_{op} \\
 &= 1,05 \times 20,33 \text{ psi} \\
 &= 21,35 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell, t_s

$$t_s = \frac{Pd \times Di}{2 \times f \times E} + C (\text{Brownell, 1969})$$

$$= \frac{21,35 \text{ psi} \times (10,76 \text{ ft} \times 12)}{2 \times 15900 \times 0,8} + 0 = 0,108 \text{ in (3/16 in)}$$

Tebal tutup, t_h

Untuk head bentuk *torispherical*, digunakan persamaan:

$$t_h = \frac{Pd \times rc \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C (\text{Brownell, 1969})$$

$$\begin{aligned} OD &= Di + (2 \times t_s) \\ &= (129,15 \text{ ft} \times 12) + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 129,52 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 132 in

Dari tabel X-X buku Brownell, didapatkan:

$$icr = 8 \text{ in}$$

$$rc = 130 \text{ in}$$

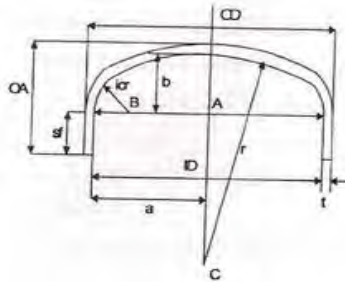
Menghitung W:

$$W = \frac{3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}}{4} (\text{Brownell, 1969})$$

$$= \frac{3 + \sqrt{\frac{130}{8}}}{4} = 1,76$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{21,35 \text{ psi} \times 130 \times 1,76}{2 \times 15900 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 21,35} + 0 \\ &= 0,19 \text{ in (3/16 in)} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tutup tangki



Tinggi tutup:

$$OA = t_h + b + sf$$

Dari tabel Brownell, didapatkan:

$$sf = 2 \text{ in dan } icr = 0,56 \text{ in}$$

$$AB = \frac{D_i}{2} - icr = \frac{95,64 \text{ in}}{2} - 0,56 \text{ in} = 47,26 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 96 \text{ in} - 0,56 \text{ in} = 95,44 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (95,44^2 - 47,26^2)^{1/2} = 82,92 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 96 \text{ in} - 82,92 \text{ in} = 13,08 \text{ in}$$

$$OA = 3/16 \text{ in} + 13,08 \text{ in} + 2 \text{ in} = 15,27 \text{ in}$$

Menentukan dimensi pengaduk

$$\frac{D_a}{D_i} = \frac{5}{10} ; \frac{C}{D_i} = \frac{1}{3} ; \frac{w}{D_a} = \frac{1}{5} ; \frac{J}{D_i} = \frac{1}{12} \text{ (Geankoplis, 1960)}$$

a. Diameter pengaduk

$$\frac{D_a}{7,97} = \frac{5}{10}$$

$$Da = 3,98 \text{ ft}$$

b. Tebal pengaduk

$$\frac{C}{7,97} = \frac{1}{3}$$

$$C = 2,66 \text{ ft}$$

c. Jarak dasar pengaduk dengan dasar tangki

$$\frac{w}{3,98} = \frac{1}{5}$$

$$w = 0,80 \text{ ft}$$

d. Tebal *baffle*

$$\frac{J}{7,97} = \frac{1}{12}$$

$$J = 0,66 \text{ ft}$$

Menghitung *power* pengaduk

$$\begin{aligned}\mu &= 5,20 \text{ cP (Perry 8}^{th} \text{ Edition, tabel 2-34)} \\ &= 0,0052 \text{ N/ms}^2\end{aligned}$$

Dari Fig 10.57 buku Coulson's didapatkan:

Tipe pengaduk = *Propeller*

Kecepatan putar, $N = 420 \text{ rpm} = 7 \text{ rps}$

Menghitung bilangan Reynold, Re

$$\begin{aligned}Re &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{(1,95 \text{ ft} \times 0,3)^2 \times 7 \text{ rps} \times 1621,5 \text{ kg/m}^3}{0,0052 \text{ kg/m}^2\text{s}} = 475726,56\end{aligned}$$

Dari Fig 10.58 buku Coulson's didapat:

$$N_{p_o} = 0,3$$

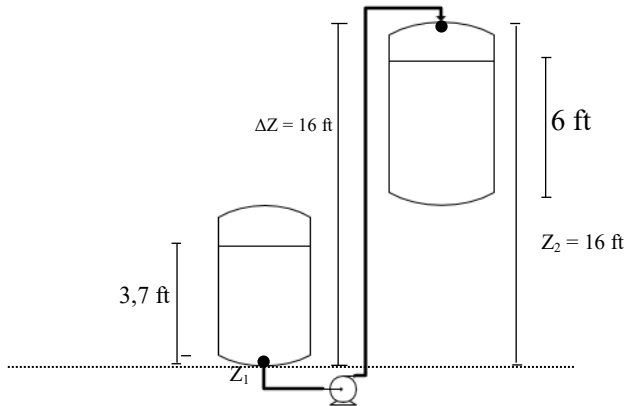
$$\begin{aligned} \text{Power pengaduk} &= N_{p_o} \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\ &= 0,3 \times 1621,5 \text{ kg/m}^3 \times 1^3 \text{ rps} \times (1,95 \text{ ft} \times 0,3)^5 \\ &= 3,4 \text{ watt} = 0,0046 \text{ hp} \end{aligned}$$

4. Pompa (L-111)

Fungsi = Memindahkan bahan dari M-110 keR-210

Tipe = *Centrifugal pump*

Jumlah = 1 unit



Gambar C.4 Skema Sistem Pompa

Perhitungan:

$$F = 2257,11 \text{ kg/jam} = 4974,67 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_c = 101,18 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{4974,67 \text{ lb/jam}}{101,18 \text{ lb/ft}^3} = 49,17 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,01 \text{ ft}^3/\text{detik} = 6,13 \text{ gpm}$$

Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran adalah turbulen, sehingga:

$$\begin{aligned} D_{i \text{ op}} &= 3,9 \times v_o^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,01^{0,45} \text{ft}^3/\text{detik} \times 101,18^{0,13} \text{lb}/\text{ft}^3 \\ &= 1,03 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 1 ¼ in (*Kern, 1969*)

$$\text{OD} = 1,7 \text{ in}$$

$$D_i = 1,38 \text{ in} = 0,12 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times D_i^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,12 \text{ ft})^2 = 0,0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} v &= \frac{v_o}{A} \\ &= \frac{0,01 \text{ft}^3/\text{detik}}{0,01 \text{ ft}^2} = 1,32 \text{ ft}/\text{detik} \end{aligned}$$

Menentukan jenis aliran

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{D_i \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,12 \text{ ft} \times 1,51 \text{ ft}/\text{detik} \times 88,11 \text{ lb}/\text{ft}^3}{(5,20 \text{ cP} \times 0,0007)} \\ &= 4205,26 \end{aligned}$$

Re aliran > 2100 maka jenis aliran turbulen sehingga asumsi aliran turbulen benar.

Dipilih pompa *Commercial steel* ($\varepsilon = 0,00015$)

$$\varepsilon/D_i = 0,0005 \text{ (Foust, App C-1)}$$

$$f = 0,0075 \text{ (Foust, App C-1)}$$

Persamaan Bernoulli:

$$\left(\Delta Z \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \sum F_i = -W_s \text{ (Geankoplis, 2.7-28)}$$

Perhitungan friksi berdasarkan Peters, 4th Edition tabel 1 halaman 484:

Taksiran panjang pipa lurus = 25 ft

Panjang ekuivalen *suction*, L_e (Peters, 4th Edition, tabel 1)

$$3 \text{ elbow} = 4 \times 32 \times 0,3 = 11,04 \text{ ft}$$

$$1 \text{ globe valve} = 1 \times 300 \times 0,3 = 34,5 \text{ ft}$$

$$1 \text{ gate valve} = 1 \times 7 \times 0,3 = 0,81 \text{ ft} \quad +$$

$$\text{Panjang total pipa} = 71,35 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi:

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times v^2 \times L_e}{gc \times D}$$

$$= \frac{2 \times 0,0075 \times (1,32 \text{ ft/detik})^2 \times 46,35 \text{ ft}}{32,19 \text{ ft/detik}^2 \times 0,12 \text{ ft}} = 0,50$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}; \alpha = 1 \text{ untuk turbulen (Geankoplis 1960)}$$

$$= \frac{0,4 \times (1,73 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 1 \times 32,19 \text{ ft/detik}^2} = 0,02$$

3. Friksi karena *enlargement* (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc}$$

$$v_1 = v_2, \text{ sehingga } F_3 = 0$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 = 0,5 + 0,02 + 0 = 0,52$$

$$P_1 = P_h = \rho \times H$$

Tinggi bahan = 3,7 ft

$$P_1 = (101,18 \text{ lb/ft}^3 \times 32 \times 3,7 \text{ ft}) + 2116,80 \text{ lb/ft}^2 \\ = 14096,51 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,80 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta P = 13546,09 - 2116,80 = 11979,71 \text{ lb/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{11979,71 \text{ lb/ft}^2}{101,18 \text{ lb/ft}^3} = 118,4 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times g_c} = 0$$

$$\Delta Z = 16 \text{ ft}$$

$$\Delta Z(g/g_c) = 16 \text{ ft} \times 1 = 16 \text{ ft}$$

Persamaan Bernoulli:

$$\left(\Delta Z \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \sum F = -W_s \\ 16 \text{ ft} + 0 + 118,4 \text{ ft} + 0,52 \text{ ft} = -W_s \\ -W_s = 134,92 \text{ ft}$$

Menghitung daya pompa

$$\text{hp} = \frac{-W_s \times v_o \times s_g}{3960} \text{ (Perry 6}^{th} \text{ Edition, Eq 6-11)} \\ = \frac{134,92 \times 6,13 \text{ gpm} \times 5,2}{3960} = 2,5 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 0,79 \text{ (Peters 4}^{th} \text{ Edition, Fig 14-38)}$$

$$\text{Bhp} = \frac{\text{hp}}{\eta_{\text{pompa}}} = \frac{2,5}{0,79} = 3,17 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 0,8 \text{ (Peters 4}^{th} \text{ Edition, Fig 14-37)}$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\eta_{\text{pompa}}} = \frac{3,17}{0,80} = 3,96 \text{ hp}$$

5. Reaktor Na-phenolate (R-220)

Fungsi = Mengkonversi phenol menjadi natrium phenolate

Tipe = *Batch stirred tank reactor*

Bentuk = Silinder tegak dengan tutup *torispherical*
dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pendingin

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 14,71\text{ psi}$

Rate massa, $F = 131195,20\text{ kg/hari} = 12050,78\text{ lb/jam}$

Waktu tinggal, $\tau = 1\text{ jam}$

Data ρ campuran

Komponen	w (kg/hari)	ρ (kg/m ³)	%w
C ₆ H ₅ OH	77016,96	1070	0,59
NaOH	29793,79	2130	0,23
H ₂ O	24384,44	1000	0,19
TOTAL	131195,20	-	1

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas campuran, } \rho_c &= \%w_1 \times \rho_1 + \%w_2 \times \rho_2 + \%w_n \times \rho_n \\
 &= 0,59 \times 1070 + 0,23 \times 2130 + 0,19 \times 1000 \\
 &= 185,82 \\
 &= 1297,73\text{ kg/m}^3 = 80,98\text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik, } v_o &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{12050,78\text{ lb/jam}}{80,98\text{ lb/ft}^3} = 148,82\text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan, } V &= v_o \times \tau \text{ (Levenspiel, 1970)} \\
 &= 148,82\text{ ft}^3/\text{jam} \times 1\text{ jam} \\
 &= 148,82\text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Bahan akan menempati 50% tangki untuk faktor keamanan, sehingga:

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{V}{0,5} = \frac{148,82 \text{ ft}^3}{0,5} = 297,63 \text{ ft}^3$$

Menghitung dimensi tangki

Rasio $D_i/H = 2$

$$V_t = \text{Volume shell} + (2 \times \text{volume tutup})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= \frac{\pi \times D_i^2 \times H}{4} \\ &= \frac{3,14 \times D_i^2 \times 0,5 D_i}{4} \\ &= 0,39 D_i^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup, } V_t = 0,0809 D_i^3 \text{ (Perry 8}^{th} \text{ Ed, tabel 10-60)}$$

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + (2 \times V_h) \\ &= [0,39 + (2 \times 0,0809)] D_i^3 \\ 297,63 \text{ ft}^3 &= 0,47 D_i^3 \\ D_i^3 &= 628,71 \text{ ft}^3 \\ D_i &= 8,57 \text{ ft} \\ H &= 0,5 \times D_i = 0,5 \times 8,57 \text{ ft} = 4,28 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan H standar 8 ft

Menghitung tebal tangki

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel 316} \\ \text{Tipe las shell} &= \text{Double welded butt joint} \\ \text{Tipe las tutup, c} &= \text{Butt welded} \\ \text{Allowable stress, f} &= 15900 \\ \text{Efisiensi las, E} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi, C} &= 0 \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan optimum, } P_{op} = P_h + P$$

$$= \frac{\rho \times H}{144} + 14,71 \text{ psi}$$

$$= \frac{80,98 \times 8}{144} + 14,71 = 19,21 \text{ psi}$$

Tekanan desain, $P_d = 1,05 P_{op}$

$$= 1,05 \times 19,21 \text{ psi}$$

$$= 20,17 \text{ psi}$$

Tebal *shell*, t_s

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times f \times E} + C \text{ (Brownell, 1969)}$$

$$= \frac{20,17 \text{ psi} \times (8,57 \text{ ft} \times 12)}{2 \times 15900 \text{ psi} \times 0,8} + 0 = 0,082 \text{ in (3/16 in)}$$

Tebal tutup, t_h

Untuk *head* bentuk *torispherical*, digunakan persamaan:

$$t_h = \frac{P_d \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C \text{ (Brownell, 1969)}$$

$$OD = D_i + (2 \times t_s)$$

$$= (102,80 \text{ ft} \times 12) + (2 \times 0,19 \text{ in})$$

$$= 103,18 \text{ in}$$

Digunakan OD standar 108 in

Dari tabel X-X buku Brownell, didapatkan:

$$icr = 6,5 \text{ in}$$

$$rc = 102 \text{ in}$$

Menghitung W:

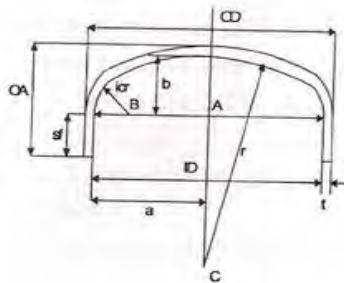
$$W = \frac{3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}}{4} \text{ (Brownell, 1969)}$$

$$\frac{3 + \sqrt{\frac{102}{6,5}}}{4} = 1,74$$

$$t_h = \frac{20,17 \text{ psi} \times 102 \text{ in} \times 1,74}{2 \times 15900 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 20,17 \text{ psi}} + 0$$

$$= 0,14 \text{ in (digunakan } 3/16 \text{ in)}$$

Menghitung tinggi tutup reaktor



Tinggi tutup:

$$OA = t_h + b + sf$$

Dari tabel Brownell, didapatkan:

$$sf = 2 \text{ in dan } icr = 0,56 \text{ in}$$

$$AB = \frac{D_i}{2} - icr = \frac{107,63 \text{ in}}{2} - 0,56 \text{ in} = 53,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 102 \text{ in} - 0,56 \text{ in} = 101,44 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (101,44^2 - 53,25^2)^{1/2} = 86,34 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 102 \text{ in} - 86,34 \text{ in} = 15,66 \text{ in}$$

$$OA = 3/16 \text{ in} + 15,66 \text{ in} + 2 \text{ in} = 17,85 \text{ in}$$

Menentukan dimensi pengaduk

$$\frac{Da}{Di} = \frac{5}{10} ; \frac{C}{Di} = \frac{1}{3} ; \frac{w}{Da} = \frac{1}{5} ; \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12} \text{ (Geankoplis, 1960)}$$

a. Diameter pengaduk

$$\frac{Da}{8,57 \text{ ft}} = \frac{5}{10}$$

$$Da = 4,28 \text{ ft}$$

b. Tebal pengaduk

$$\frac{C}{8,57 \text{ ft}} = \frac{1}{3}$$

$$C = 2,94 \text{ ft}$$

c. Jarak dasar pengaduk dengan dasar tangki

$$\frac{w}{4,28 \text{ ft}} = \frac{1}{5}$$

$$w = 0,86 \text{ ft}$$

d. Tebal *baffle*

$$\frac{J}{8,57 \text{ ft}} = \frac{1}{12}$$

$$J = 0,71 \text{ ft}$$

Menghitung power pengaduk

Data μ_c

Komponen	w (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	%w	μ (cP)
C ₆ H ₅ OH	3209,04	1070	0,58	3,16
NaOH 55%	2256,96	2130	0,41	3,41

TOTAL	5466,15	-		
--------------	---------	---	--	--

$$\begin{aligned}
 \ln \mu_c &= \%w_1 \times \ln \mu_1 + \%w_2 \times \ln \mu_2 \text{ (Perry 8}^{th} \text{ Edition, tabel 2-34)} \\
 &= (0,58 \times \ln 3,16 \text{ cP}) + (0,41 \times \ln 3,41 \text{ cP}) \\
 &= 1,55 \text{ cP} \\
 \mu_c &= 4,71 \text{ cP} = 0,0047 \text{ N/ms}^2
 \end{aligned}$$

Dari Fig 10.57 buku Coulson's didapatkan:

Tipe pengaduk = *Propeller*

Kecepatan putar, $N = 420 \text{ rpm} = 7 \text{ rps}$

Menghitung bilangan Reynold, Re

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{(4,28 \text{ ft} \times 0,3)^2 \times 7 \text{ rps} \times 1297,73 \text{ kg/m}^3}{0,0047 \text{ N/m}^2} = 230489,57
 \end{aligned}$$

Dari Fig 10.58 buku Coulson's didapat:

$Np_o = 0,3$

$$\begin{aligned}
 \text{Power pengaduk} &= Np_o \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\
 &= 0,3 \times 1297,73 \text{ kg/m}^3 \times 7^3 \text{ rps} \times (4,28 \text{ ft} \times 0,3)^5 \\
 &= 1339,51 \text{ watt} = 1,80 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi jaket pendingin

Dari Appendiks B, didapatkan:

Kebutuhan air pendingin, $F_{ap} = 6325,63 \text{ kg/jam} = 13946 \text{ lb/jam}$

Kebutuhan panas yang harus diserap, $Q = 376201,61 \text{ Btu/jam}$

$\rho_{ap} = 62,53 \text{ lb/ft}^3$

$$\begin{aligned}
 v_o &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{13945,61 \text{ lb/jam}}{62,53 \text{ lb/ft}^3} = 223,02 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung luas perpindahan panas

Luas perpindahan panas yang tersedia:

$$\begin{aligned}
 A &= \text{Luas selimut reaktor} + \text{Luas penampang tutup reaktor} \\
 &= \pi \times OD \times H' + \frac{1}{4} \times \pi \times OD^2 \\
 &= (3,14 \times 9 \text{ ft} \times 8 \text{ ft}) + (\frac{1}{4} \times 3,14 \times (9 \text{ ft})^2) \\
 &= 353,25 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

Dari Kern diketahui *range* $U_d = 75 - 80 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dipilih $U_d = 80 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

T masuk = $86 \text{ } ^\circ\text{F}$

T keluar = $113 \text{ } ^\circ\text{F}$

Diasumsi temperatur dinding shell reaktor sama dengan temperatur liquid di dalam reaktor = $194 \text{ } ^\circ\text{F}$ maka:

$$\begin{aligned}
 \Delta LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\
 &= \frac{(194 - 86) - (194 - 113)}{\ln [(194 - 86) / (194 - 113)]} = 93,85 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta LMTD} = \frac{376201,61 \text{ Btu/jam}}{80 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 93,85 \text{ } ^\circ\text{F}} = 50,10 \text{ ft}^2$$

A kebutuhan < A tersedia sehingga jaket pendingin dapat digunakan

Menghitung tebal jaket pendingin

$$V_{\text{pendingin}} = V_{\text{reaktor}+\text{jaket}} - V_{\text{reaktor}'}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}'} &= V_s + V_h \\
 &= \frac{1}{4} \times \pi \times OD^2 \times H' + 0,0809 OD^3 \\
 &= (\frac{1}{4} \times 3,14 \times 9^2 \times 6) + (0,0809 \times 9^3)
 \end{aligned}$$

$$= 382 + 58,98 = 440,49 \text{ ft}^3$$

Tebal jaket = 4,6 in, sehingga diameter $V_a = 9,77 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor+jaket}} &= V_s + V_h \\ &= \left[\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times (H' + OA + t_j) \right] + [0,0809 D^3] \\ &= \left[\frac{1}{4} \times 3,14 \times (9,77 \text{ ft})^2 \times (6 + 1,49 \text{ ft} + 0,54 \text{ ft}) \right] + \\ &\quad [0,0809 \times (9,77 \text{ ft})^3] \\ &= 589,38 \text{ ft}^3 + 75,37 \text{ ft}^3 = 664,75 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{pendingin}} = V_a - V_r' = 664,75 \text{ ft}^3 - 440,49 \text{ ft}^3 = 224,26 \text{ ft}^3$$

$V_{\text{pendingin}}$ telah sesuai dengan volume air pendingin yang dibutuhkan, sehingga digunakan tebal jaket 4,6 in.

6. Kompresor (G-133)

Fungsi = Menaikkan tekanan gas CO_2 sebelum masuk R-230

Tipe = *Centrifugal compressor*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

Suhu *input*, T_s = 303 K

Tekanan *input*, P_s = 1 atm

Tekanan *output*, P_d = 4 atm

Efisiensi kompresor, η = 0,8

R = 8,31 kJ/kmol.K

Suhu *reference*, T_{ref} = 298 K

τ = 1

Menentukan jumlah *stage*

$$R_c = \sqrt[N]{\frac{P_{\text{out}}}{P_{\text{in}}}} \text{ (Smith, B.47)}$$

Trial *overall stage*:

$N = 1 \text{ stage}$

$$\text{Rasio kompresi, } R_c = \sqrt[1]{\frac{4}{1}} = 4$$

Dengan $R_c = 4$, jenis kompresor yang memenuhi adalah tipe *centrifugal compressor* dengan *range* R_c sebesar 3 – 4,5 (Ludwig Vol 2)

Menghitung suhu keluar dari kompresor:

$$\text{Nilai } k \text{ untuk CO}_2 = C_p/C_v = 0,9/0,51 = 1,77$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu output, } T_d &= T_s (P_d/P_s)^{k-1/mk} \\ &= 30^\circ\text{C} (3,9 \text{ bar}/0,98 \text{ bar})^{(1,77-1)/1,77} = 55^\circ\text{C} \end{aligned}$$

7. *Heater (E-134)*

Fungsi = Memanaskan gas CO₂ sebelum masuk R-230

Tipe = *Double pipe*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

$$T_1 = 400^\circ\text{F} = 204^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 400^\circ\text{F} = 204^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 131^\circ\text{F} = 55^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 365^\circ\text{F} = 185^\circ\text{C}$$

$$F = 1295,05 \text{ kg/jam} = 2855,59 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Ukuran} = 10 \text{ ft, } 4 \text{ by } 3 \text{ in}$$

Dari Appendix B diperoleh:

$$W_{\text{steam}} = 71,56 \text{ kg/jam} = 157,72 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 32893,62 \text{ kkal/jam} = 130587,67 \text{ Btu/jam}$$

Menghitung ΔLMTD

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	<i>Differences</i>	Δt_2
400	<i>Higher temp</i>	365	35	

400	<i>Lower temp</i>	131	269	Δt_1
0	<i>Differences</i>	234	-234	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= \frac{-234}{\ln (35 / 269)} = 115^\circ \text{F}$$

Menghitung *caloric temperature*, T_c dan t_c

Fluida yang mengalir bukan merupakan fluida yang kental, sehingga $\phi = (\mu/\mu_w)^{0,14}$ dan digunakan suhu rata-rata.

$$T_{av} = \frac{400 + 400}{2} = 400^\circ \text{F}$$

$$t_{av} = \frac{365 + 131}{2} = 248^\circ \text{F}$$

Fluida panas: annulus, <i>steam</i>	Fluida dingin: <i>inner pipe</i> , CO_2
$D_1 = 0,29 \text{ ft}$ $D_2 = 0,34 \text{ ft}$ $a = \frac{1}{4} \times \pi (D_2^2 - D_1^2)$ $= \frac{1}{4} \times 3,14 (0,34^2 - 0,29^2)$ $= 0,02 \text{ ft}^2$ $D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$ $= (0,34^2 - 0,29^2) / 0,29$ $= 0,094 \text{ ft}$ $G = w/a$ $= 157,72 \text{ lb/jam} / 0,02 \text{ ft}^2$ $= 7308,44 \text{ lb/jam ft}^2$	$D = 0,256 \text{ ft}$ $a = \frac{1}{4} \times \pi D^2$ $= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,256^2$ $= 0,05 \text{ ft}^2$ $G = w/a$ $= 2855,59 \text{ lb/jam} / 0,05 \text{ ft}^2$ $= 5561,55 \text{ lb/jam ft}^2$ Pada $t = 248^\circ \text{F}$ $\mu = 0,02 \text{ cP}$ $= 0,02 \times 2,42$ $= 0,04 \text{ lb/ft jam}$

<p>Pada $t = 400^{\circ}\text{F}$ $\mu = 0,02 \text{ cP}$ $= 0,02 \times 2,42$ $= 0,04 \text{ lb/ft jam}$</p> <p>$\text{Re} = \text{DeG}/\mu$ $= 0,09 \times 7308,44/0,04$ $= 17790,58$</p> <p>$h_{io} = 1500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$</p>	<p>$\text{Re} = \text{DG}/\mu$ $= 0,256 \times 55651,55/0,04$ $= 330305,64$</p> <p>$jH = 680$ $c = 0,22 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$ $k = 0,015 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/ft}$ $(c\mu/k)^{1/3} = (0,22 \times 0,04/0,02)^{1/3}$ $= 0,87$</p> <p>$h_o = jH.k(c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}/D$ $= 33,47 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$</p>
---	--

Menghitung *clean overall coefficient*, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{1500 \times 33,47}{1500 + 33,47} = 32,74 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Menghitung *design overall coefficient*, U_d

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{32,74} + 0,002$$

$$U_d = 30,73 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Menghitung jumlah *hairpin* yang dibutuhkan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta \text{LMTD}} = \frac{130587,67}{30,73 \times 115} = 37,04 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 buku Kern untuk 3 in IPS standard pipe memiliki *external surface* sebesar 0,753 lin ft

$$\begin{aligned}\text{Panjang yang dibutuhkan} &= \frac{A}{\text{external surface}} \\ &= \frac{37,04 \text{ ft}^2}{0,753 \text{ lin ft}} = 40,39 \text{ lin ft} = 40 \text{ lin ft}\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{40 \text{ lin ft}}{10 \text{ ft} \times 2} = 2 \text{ buah } 10 \text{ ft hairpin}$$

Menghitung corrected coefficient

$$\text{Corrected } U_d = \frac{Q}{A \times \Delta LMTD} = \frac{130587,67 \text{ Btu/jam}}{40 \text{ lin ft} \times 115^\circ \text{F}} = 28,45$$

$$\begin{aligned}\text{Corrected } R_d &= \frac{1}{U_d} + \frac{1}{U_c} \\ &= \frac{1}{28,45} + \frac{1}{32,74} = 0,07 > R_d \text{ required}\end{aligned}$$

Menghitung pressure drop

Fluida panas: annulus, <i>steam</i>	Fluida dingin: <i>inner pipe</i> , CO ₂
$D'_e = (D_2 - D_1)$ $= (0,34 - 0,29)$ $= 0,04 \text{ ft}$	$Re = 330305,64$
$Re' = D'_e G / \mu$ $= 0,04 \times 7308,44 / 0,04$ $= 8273,59$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,14}}$ $= 0,0035 + \frac{0,264}{330305,64^{0,14}}$ $= 0,05$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,14}}$ $= 0,0035 + \frac{0,264}{8273,59^{0,14}}$	$\rho = 0,12 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F = \frac{4fGL}{2gp^2D}$

$= 0,08$ $\rho = 0,9 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F = \frac{4fGL}{2gp^2D}$ $= \frac{4.0,08.7308,44.40}{2.4,18.10^4.0,9^2.0,256}$ $= 30,79 \text{ ft}$ $V = \frac{G}{3600\rho}$ $= \frac{7308,44}{3600 \times 0,9} = 2,26 \text{ fps}$ $F = 3 \frac{V^2}{2g'}$ $= 3 \frac{2,26^2}{2 \times 32,2} = 0,237 \text{ ft}$ $\Delta P = \frac{(30,97 + 0,237) 0,9}{144}$ $= 0,194 \text{ psi}$ $\Delta P \text{ yang diijinkan} < 2 \text{ psi}$	$= \frac{4.0,05.55651,55.40}{2.4,18.10^4.0,12^2.0,256}$ $= 1390,43 \text{ ft}$ $\Delta P = \frac{1390,43+0,12}{144} = 1,14 \text{ psi}$ $\Delta P \text{ yang diijinkan} < 2 \text{ psi}$
--	---

8. *Screw Conveyor (J-231)*

Fungsi = Memanaskan Natrium phenolate dari *vacuum dryer* ke *bin*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

T = 30°C

P = 1 atm

F = 4692,68 kg/hari

Data ρ campuran

Komponen	w (kg/hari)	ρ (kg/m ³)	%w
C ₆ H ₅ OH	10012,20	1070	0,39
C ₆ H ₅ ONa	82686,72	898	3,84
NaOH	1281,13	2130	0,03
H ₂ O	37215,14	1000	0,78
Total	131195,20	-	5,03

$$\rho_c = 933,23 \text{ kg/m}^3 = 58,23 \text{ lb/ft}^3$$

$$sg_c = 0,93$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik, } v_o &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{4992,68 \text{ kg/jam}}{933,23 \text{ kg/m}^3} = 5,35 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2961,73 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Untuk densitas = 68,23 lb/ft³, bahan termasuk kelas D dengan faktor bahan (F) = 3 (*Badger, tabel 16-6*)

Menghitung power motor

$$\text{Power motor} = \frac{C \times L \times W \times F}{33000} \quad (\text{Badger, Eq 16-5})$$

Keterangan:

C = kapasitas (ft³/menit)

L = panjang (ft)

W = densitas (lb/ft³)

F = faktor bahan

Panjang *screw* diperkirakan, L = 16 ft

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{2961,73 \times 16 \times 58,23 \times 3}{33000} \\ &= 250,87 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor 80%, maka:

$$\text{Power motor} = 250,87 \text{ hp} / 0,8 = 313,59 \text{ hp}$$

Dari Badger Fig 16-29 untuk kapasitas 1961,73 ft³/jam diperoleh:

D = 10 in

N = 15 rpm

9. Reaktor Na-salisilat (R-230)

Fungsi = Mengkonversi natrium phenolate menjadi natrium salisilat

Tipe = *Fluidized bed reactor*

Bentuk = Silinder tegak dengan tutup *torispherical* dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pendingin

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

Bahan yang difluidisasi = Natrium phenolate

T = 347 °F = 175 °C

P = 6 atm = 88,26 psi

F = 6347,88 kg/jam = 13994,66 lb/jam

T = 5 jam

Data ρ campuran

Komponen	w (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	V (m ³ /jam)
C ₆ H ₅ OH	417,18	1070	0,39
C ₆ H ₅ ONa	3445,28	898	3,84
NaOH	53,38	2130	0,03
H ₂ O	189,00	1000	0,19
CO ₂	1294,92	1,98	654,00
Impuritis	0,13	-	-
Total	5399,89	-	658,44

$$\rho_c = 924,40 \text{ kg/m}^3 = 57,68 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung kecepatan minimum fluidisasi, U_{mf}

Diameter partikel, $d_p = 0,02 \text{ cm}$

Viskositas gas, $\mu_g = 0,0012 \text{ gr/cm s}$ (Kern, Fig 15)

Sphericity padatan, $\phi_s = 0,86$ (Kunii, tabel 3-3)

$$\epsilon_{mf} = 0,44$$

$$\frac{1,75}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s} \left(\frac{d_p \cdot \mu_g \cdot \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1-\epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \times \frac{d_p \cdot \rho_g \cdot \mu_g}{\mu} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

$$\frac{1,75}{0,44^3 0,86} \left(\frac{0,02 \cdot \mu_g \cdot 0,00198}{0,0012} \right)^2 + \frac{150(1-0,44)}{0,44^3 0,86^2} \times \frac{0,02 \cdot 0,00198 \cdot \mu_g}{0,0012} = \frac{0,02^3 0,00198 (0,898 - 0,00198) 980}{0,0012^2}$$

$$0,03 U_{mf}^2 + 44 U_{mf} = 9,66$$

$$U_{mf} = 0,22 \text{ cm/s}$$

Menghitung tinggi minimum fluidisasi, L_{mf}

Rasio $L_{mf}/D_t = 3$ (Kunii, 1969)

Luas area fluidisasi minimum, A_t

$$A_t = \frac{1}{4} \times \pi \times D_t^2$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,11^2$$

$$= 0,09 \text{ L}_{mf}^2$$

$$\begin{aligned}
 W &= (A_t \times L_{mf}) (1 - \varepsilon_{mf}) [(\rho_s - \rho_g)g/g_c] \\
 26999450 \text{ gr} &= (0,09 L_{mf}^2 \times L_{mf})(1 - 0,44)[(0,989 - 0,00198)1] \\
 L_{mf}^3 &= 616910325,65 \\
 L_{mf} &= 851,28 \text{ cm} = 8,51 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter bed, Dt

$$\begin{aligned}
 Dt &= 0,33 \times L_{mf} \\
 &= 0,33 \times 8,51 = 2,84 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung pressure drop pada bed, ΔP_b

$$\begin{aligned}
 \Delta P_b &= W/A_t \\
 &= 26999,45 \text{ kg}/6,32 \text{ m}^2 = 4271,49
 \end{aligned}$$

Menghitung terminal velocity, U_t

$$\begin{aligned}
 Cd \text{ Re}_p^2 &= \left[\frac{4 \times g \times dp^3 \times \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{3\mu^2} \right] \\
 &= \left[\frac{4 \times 980 \times 0,02^3 \times 0,00198 (0,898 - 0,00198)}{3 \times 0,0012^2} \right] \\
 &= 128,79
 \end{aligned}$$

Dari Fig 3-9 buku Kunii, didapatkan rasio $U_t/U_{mf} = 60$

$$\begin{aligned}
 U_t &= 60 \times U_{mf} \\
 &= 60 \times 0,22 \text{ cm/s} = 13,2 \text{ cm/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan Reynold partikel, Re_p

$$\begin{aligned}
 Re_p &= \frac{dp \times \rho_g \times U_t}{\mu} \\
 &= \frac{0,02 \times 0,00198 \times 13,20}{0,0012} = 0,44
 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan gas superficial, U_o

Dari Fig 3-7 buku Kunii, didapatkan rasio $U_o/U_{mf} = 6,5$

$$\begin{aligned}
 U_o &= 6,5 \times U_{mf} \\
 &= 6,5 \times 0,22 \text{ cm/s} = 1,43 \text{ cm/s}
 \end{aligned}$$

Karena $U_t > U_o$ maka tidak terjadi *entrainment*, sehingga tidak diperlukan perhitungan TDH dan *Freeboard* (Kunii, 1969)

Menghitung diameter gelembung awal, d_{bo}

$$\begin{aligned}
 d_{bo} &= \frac{2,78}{g} (U_o - U_{mf})^2 \\
 &= \frac{2,78}{g} (1,43 - 0,22)^2 \\
 &= 0,003 \text{ cm/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan timbul gelembung, U_{br}

Asumsi: diameter bubble rata-rata = 22 cm

$$\begin{aligned}
 U_{br} &= 0,71(g \times db)^{0,5} \\
 &= 0,71(980 \times 22)^{0,5} = 104,4 \text{ cm/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_b &= U_o - U_{mf} + U_{br} \\
 &= 1,43 - 0,22 + 104,4 = 105,61 \text{ cm/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan gelembung dan gas, U_{b*}

$$\begin{aligned}
 U_{b*} &= U_b + 2 U_{mf} \\
 &= 105,61 + 3 \times 0,22 = 106,27 \text{ cm/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung fraksi dari *bed* pada gelembung, δ

$$\delta = \frac{U_o - U_{mf}}{U_b} = \frac{1,43 - 0,22}{105,61} = 0,01 \text{ cm/s}$$

Menghitung fraksi kosong pada *bed* saat fluidisasi, ϵ_r

$$\begin{aligned}
 \epsilon_r &= 1 - (1 - \epsilon_{mf}) (1 - \delta) \\
 &= 1 - (1 - 0,44) (1 - 0,01) = 0,45 \text{ cm/s}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi distributor

Tipe = Nozzle

Menghitung *pressure drop* pada distributor, ΔP_d

$$\begin{aligned}\Delta P_d &= 0,1 \times \Delta P_b \\ &= 0,1 \times 4271,49 = 427,15\end{aligned}$$

Menghitung bilangan Reynold gas pada *orifice*, Re_t

$$\begin{aligned}Re_t &= \frac{Dt \times \rho g \times U_o}{\mu} \\ &= \frac{283,76 \times 0,00198 \times 1,43}{0,0012} = 669,53\end{aligned}$$

Menghitung kecepatan gas pada *orifice*, U_{or}

$$U_{or} = \frac{C'd (2 \times g_c \times \Delta P_d)^{1/2}}{\rho g^{1/2}}$$

Dari Fig 3-12 Kunii, didapatkan $C'd = 0,66$

$$= \frac{0,66 (2 \times 980 \times 427,15)^{1/2}}{0,00198^{1/2}} = 13571,54 \text{ cm/s}$$

Menghitung jumlah *orifice*, N_{or}

$$U_o = \frac{\pi \times d_{or}^2 \times U_{or} \times N_{or}}{4}$$

$$1,43 = \frac{1}{4} \times 3,14 \times d_{or}^2 \times 13571,54 \times N_{or}$$

$$0,00013 = d_{or}^2 \times N_{or}$$

Trial:

$d_{or} \text{ (cm)}$	0,010	0,009	0,008	0,007
$N_{or} \text{ (/cm}^2\text{)}$	1,34	1,66	2,1	2,7

Diameter *orifice* harus $> d_p$ agar tidak terjadi penyumbatan.
Dipilih $d_{or} = 0,008$ cm dengan jumlah *orifice* 2 tiap cm^2

Menghitung tebal reaktor

Bahan konstruksi = *Stainless steel 316*
Tipe las *shell* = *Double welded butt joint*
Tipe las tutup, c = *Butt welded*
Allowable stress, f = 15900
Efisiensi las, E = 0,8
Faktor korosi, C = 0

$$\begin{aligned} \text{Tekanan optimum, } P_{op} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= \frac{\rho \times H}{144} + 88,26 \text{ psi} \\ &= \frac{57,68 \times 32}{144} + 88,26 = 101,08 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain, } P &= 1,05 P_{op} \\ &= 1,05 \times 101,08 \text{ psi} \\ &= 106,13 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal *shell*, t_s

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times D_i}{2 \times f \times E} + C(\text{Brownell, 1969}) \\ &= \frac{106,13 \text{ psi} \times (9,31 \text{ ft} \times 12)}{2 \times 15900 \times 0,8} + 0 = 0,466 \text{ in } (\frac{1}{2} \text{ in}) \end{aligned}$$

Tebal tutup, t_h

Untuk *head* bentuk *torispherical*, digunakan persamaan:

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C(\text{Brownell, 1969})$$

$$\begin{aligned} OD &= D_i + (2 \times t_s) \\ &= (9,31 \text{ ft} \times 12) + (2 \times 0,5 \text{ in}) \\ &= 112,69 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 114 in

Dari tabel X-X buku Brownell, didapatkan:

$$icr = 6,88$$

$$rc = 108$$

Menghitung W:

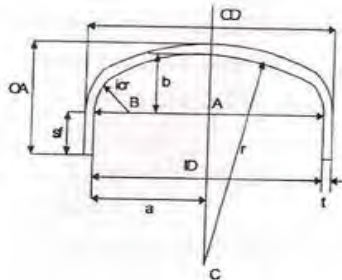
$$W = \frac{3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}}{4} \text{ (Brownell, 1969)}$$

$$= \frac{3 + \sqrt{\frac{108}{6,88}}}{4} = 1,74$$

$$th = \frac{106,13 \text{ psi} \times 108 \times 1,74}{2 \times 15900 \times 0,8 - 0,2 \times 106,13} + 0$$

$$= 0,79 \text{ in (digunakan } 7/8 \text{ in)}$$

Menghitung tinggi tutup reaktor



Tinggi tutup:

$$OA = th + b + sf$$

Dari tabel Brownell, didapatkan:

$sf = 4$ dan $icr = 2,63$

$$AB = \frac{Di}{2} - icr = \frac{119}{2} - 2,63 = 56,88$$

$$BC = r - icr = 108 - 2,63 = 105,38$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (105,38^2 - 56,88^2)^{1/2} = 88,71$$

$$B = r - AC = 108 - 88,71 = 19,29$$

$$OA = 7/8 + 19,29 + 4 = 24,17 \text{ in}$$

Menentukan dimensi jaket pendingin

Dari Appendix B, didapatkan:

Kebutuhan air pendingin, $F_{ap} = 69662,32 \text{ lb/jam}$

Kebutuhan panas yang harus diserap, $Q = 1878910,84 \text{ Btu/jam}$

$\rho_{ap} = 62,53 \text{ lb/ft}^3$

$$\begin{aligned} v_o &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{69662,32 \text{ lb/menit}}{62,53 \text{ lb/ft}^3} = 1114,06 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menghitung luas perpindahan panas

Luas perpindahan panas yang tersedia:

$A = \text{Luas selimut reaktor} + \text{Luas penampang tutup reaktor}$

$$\begin{aligned} &= \pi \times OD \times H + \frac{1}{4} \times \pi \times OD^2 \\ &= (3,14 \times 9,5 \times 28) + (\frac{1}{4} \times 3,14 \times 9,5^2) \\ &= 976,93 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

Dari Kern diketahui $range \text{ } U_d = 75 - 80 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dipilih $U_d = 80 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$t_{\text{masuk}} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$

t keluar = 140°F

Diasumsi temperatur dinding shell reaktor sama dengan temperatur liquid di dalam reaktor = 347°F maka:

$$\begin{aligned}\Delta LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= \frac{(347 - 86) - (347 - 140)}{\ln[(347 - 86) / (347 - 140)]} = 232,96^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta LMTD} = \frac{1878910,84}{80 \times 232,96} = 100,82 \text{ ft}^2$$

A kebutuhan < A tersedia sehingga jaket pendingin dapat digunakan

Menghitung tebal jaket pendingin

$$V_{\text{pendingin}} = V_{\text{reaktor}+\text{jaket}} - V_{\text{reaktor}'}$$

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}'} &= V_s + V_h \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times OD^2 \times H' + 0,0809 OD^3 \\ &= (\frac{1}{4} \times 3,14 \times 9,5^2 \times 28) + (0,0809 \times 9,5^3) \\ &= 1984 + 69,36 = 2053,06 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Trial tebal jaket = 10,5in, sehingga diameter Va = 11,25 ft

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}+\text{jaket}} &= V_s + V_h \\ &= [\frac{1}{4} \times \pi \times Dva^2 \times (H' + OA + tj)] + [0,0809 Dva^3] \\ &= [\frac{1}{4} \times 3,14 \times 11,25^2 \times (28 + 2,01 \text{ ft} + 0,875 \text{ ft})] + \\ &\quad [0,0809 \times 11,25^3] \\ &= 3068,86 + 115,19 = 3184,05 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$V_{\text{pendingin}} = V_a - V_r' = 3184,05 - 2053,06 = 1130,99 \text{ ft}^3$$

V pendingin telah sesuai dengan volume air pendingin yang dibutuhkan, sehingga digunakan tebal jaket 10,50 in.

10. Filter Press (H-250)

Fungsi = Memisahkan karbon aktif dengan larutan campuran

Tipe = *Plate and frame*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

$T = 30^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

$F = 42738,04 \text{ kg/jam}$

$t = 1 \text{ jam}$

Data feed dari Appendix A

Komponen	w (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	V (m ³ /jam)
C ₆ H ₅ OH	417,18	1080	0,39
C ₆ H ₅ ONa	47,45	898	0,05
NaOH	53,38	2130	0,03
H ₂ O	37493,26	1000	37,49
HOC ₆ H ₄ COONa	4686,66	350	13,39
Karbon aktif	40,11	200	0,20
Total	42738,04	-	51,55

$$\rho_c = 829,08 \text{ kg/m}^3 = 51,76 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung debit feed, Q

$$Q = 51,55 \text{ m}^3/\text{jam} = 30,34 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\phi_s = 0,6$$

Data cake dari Appendix A

Komponen	w (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	V (m ³ /jam)
C ₆ H ₅ OH	0,10	1070	0,0001

C ₆ H ₅ ONa	0,05	1400	0,00004
NaOH	0,01	1070	0,00001
H ₂ O	8,80	1000	0,0088
HOC ₆ H ₄ COONa	1,10	350	0,0031
Karbon aktif	40,11	2100	0,0191
Total	50,17	-	0,0312

$$\rho_{\text{cake}} = 1608,97 \text{ kg/m}^3 = 100,4 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung luas penyaringan efektif

$$L \times A(1 - \phi_s)\rho_s = \rho(V + \phi_s \times L \times A)(W/1 - W) \text{ (Foust, 1979)}$$

Keterangan:

L = tebal *cake* pada *frame* (m)

A = luas penyaringan efektif (m²)

ϕ_s = *sphericity* bahan *solid*

ρ_s = densitas bahan *solid* (kg/m³)

ρ = densitas filtrat (kg/m³)

W = fraksi berat bahan *solid* dalam *feed*

Menghitung volume cake:

$$V_{\text{ca}} = \frac{w_{\text{ca}}}{\rho_{\text{ca}}} \\ = \frac{50,17 \text{ kg}}{1608,97 \text{ kg/m}^3} = 0,03 \text{ m}^3$$

Tebal *cake* pada *frame* diestimasikan 0,06 m
(Ulrich, tabel 4.23b)

Data filtrat dari Appendix A

Komponen	w (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	V (m ³ /jam)
C ₆ H ₅ OH	417,18	1070	0,3899
C ₆ H ₅ ONa	47,45	1400	0,0339

NaOH	53,38	1070	0,0499
H ₂ O	37493,26	1000	37,4933
HOC ₆ H ₄ COONa	4686,66	350	13,3905
Total	42697,93	-	51,3574

$$\rho_f = 831,39 \text{ kg/m}^3$$

$$0,06A(1 - 0,6)2130 = 831,39(51,36 + 0,6 \times 0,06A)0,0009$$

$$50,4 A = 1,97 \times (51,36 + 0,04A)$$

$$A = 2,01 \text{ m}^2$$

Faktor keamanan, 0,1

Maka luas *plate* = $1,1 \times 2,01 = 2,21 \text{ m}^2$

Luas *plate* yang tersedia dipasaran = $10 \times 10 \text{ cm} - 2,4 \times 2,4 \text{ cm}$
(Perry 8th Edition, hal 18-10)

Dipilih $50 \times 50 \text{ cm}$

Jumlah *plate* yang dibutuhkan = $2,21 \text{ m}^2 / (0,5 \times 0,5)$
= 8,86 = 9 buah

Bahan media filter = Metal (Perry 8th Edition, hal 18-10)

11. Centrifuge

Fungsi = Memisahkan kristal asam salisilat dengan larutan campuran

Tipe = *Scroll conveyor*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi

T = 30°C

P = 1 atm

F = 44224,61 kg/jam

Data densitas campuran

Komponen	w (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	V (m ³ /jam)
HOC ₆ H ₄ COONa	46,86	350	0,13
HOC ₆ H ₄ COOH	4000,88	1400	2,86
C ₆ H ₅ OH	455,49	1070	0,43
H ₂ O	37539,21	1000	37,54
Na ₂ SO ₄	2182,17	2660	0,82
Total	44224,61	-	41,78

$$\rho_c = 1058,59 \text{ kg/m}^3$$

$$sg_c = 1,06$$

Menghitung debit feed (Q)

$$Q = 41,78 \text{ m}^3/\text{jam} = 153,32 \text{ gal/menit}$$

Dari buku Perry tabel 18-12, untuk harga $Q = 153,32$ gal/menit diperoleh spesifikasi:

Tipe = *Scroll conveyor*

Bowl diameter = 24 in

Kecepatan putar = 3000 rpm

G/g = 3070

Daya, P = 25 hp

12. Steam Jet Ejector (G-223)

Fungsi = Memvakumkan *dryer*

Tipe = *Single stage steam jet ejector*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

$$F_{\text{uap air}} = 773,79 \text{ kg/jam} = 1705,43 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Asumsi } F_{\text{udara}} = 132 \text{ kg/jam} = 290,93 \text{ lb/jam}$$

$$T_{\text{masuk}} = 194^\circ\text{F}$$

$$P = 70,14 \text{ kPa} = 526,09 \text{ mmHg}$$

Dari Fig 6-9 buku Ludwig untuk tekanan 526,09 mmHg dan suhu uap air keluar *dryer* = 90°F, jumlah *stage* = 1

Menghitung temperatur pada *suction*, P_1

$$t_m = \frac{W_s C_{ps} t_s + W_a C_{pa} t_a}{W_s C_{ps} + W_a C_{pa}} \text{ (Ludwig Vol 2, Eq 6-1)}$$

Keterangan:

t_m = suhu campuran (°F)

W_s = aliran *steam* (lb/jam)

C_{ps} = *specific heat steam* (Btu/lb °F)

t_s = suhu *steam* (°F)

W_a = aliran *steam* (lb/jam)

C_{pa} = *specific heat udara* (Btu/lb °F)

t_a = suhu udara (°F)

$$= \frac{654,72 \times 0,43 \times 194 + 290,93 \times 0,24 \times 90}{654,72 \times 0,43 + 290,93 \times 0,23}$$

$$= 194 \text{ °F}$$

Menentukan *suction pressure*

Dari Fig 6-25A buku Ludwig Vol 2, untuk kapasitas 1000 lb diperoleh *suction pressure* sebesar = 203,20 mmHg

Menghitung kebutuhan *steam ejector*

$$\text{Udara ekuivalen} = \frac{F_{\text{total}}}{\text{ratio dari Fig 6-18 Ludwig}}$$

$$= \frac{905,79 \text{ kg/jam}}{21,29} = 42,54$$

Dari Fig 6-25 buku Ludwig untuk grafik hubungan antara *ejector suction pressure* dengan perbandingan kebutuhan *steam*/lb udara ekuivalen, maka mendapat:

$$\frac{\text{steam required}}{\text{lb udara ekuivalen}} = 2,4$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 2,4 \times 42,54 = 102,1 \text{ lb/jam}$$

Menentukan dimensi ejector

Menghitung diameter *suction*

$$D_1 = 2 \times (W_{a1}/P_1)^{0,48}$$

$$= 2 \times (1996,36 \text{ lb/jam} / 203,2 \text{ mmHg})^{0,48}$$

$$= 5,99 \text{ in}$$

Menghitung diameter discharge

$$D_2 = \sqrt[3]{D_1} = \sqrt[3]{5,99 \text{ in}} = 4,49 \text{ in}$$

13.Barometric Condensor (E-222)

Fungsi = Mengkondensasi uap air yang ditarik *jet ejector*

Tipe = *Multi jet spray*

Jumlah = 1 unit

Perhitungan:

$$F_{\text{uap}} = 773,79 \text{ kg/jam} = 1705,43 \text{ lb/jam}$$

Diperkirakan panjang pipa untuk uap dari *dryer* ke kondensor sebesar 6 ft dengan *elbow* 90° = 2 buah

$$P = 526,09 \text{ mmHg}$$

$$T = 90^\circ\text{C}$$

$$\rho = 0,42 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{1705,43 \text{ lb/jam}}{0,42 \text{ lb/ft}^3} = 4026,53 \text{ ft}^3/\text{jam} = 67,11 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Kecepatan *superficial* = 300 fpm (*Ludwig Vol 1, tabel 2-2*)

$$A \text{ pipa} = \frac{67,11}{3} = 0,22 \text{ ft}^2$$

$$D \text{ pipa} = \sqrt{\frac{4 \times A \text{ pipa}}{3,14}} = 0,53 \text{ ft} = 6,41 \text{ in}$$

Dari Appendix B didapatkan F air pendingin 17418,67 lb/jam
Digunakan *steam saturated* suhu 200°F dan tekanan 15,53 psia

$$s.v = 33,63 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\rho = 1/s.v = 0,03 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = 17418,67/0,03 = 585790,03 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dipilih ukuran nozzle steam = 12 in

Dari Fig 2-9 Ludwig didapatkan: $C_2 = 30 \text{ in} = 2,5 \text{ ft}$

Dari Fig 2-17 Ludwig didapatkan: $C_1 = 1 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Dari Fig 2-17 Ludwig didapatkan: } P &= C_1 \times C_2 \times \rho \\ &= 1 \times 2,5 \times 0,03 \\ &= 0,07 \text{ psi/100 ft pipa} \end{aligned}$$

$$\text{Panjang total pipa} = 2,5 + 2 + 6 = 10,5 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0,07 \text{ psi/100 ft pipa} = 0,01/10,5 \text{ ft pipa}$$

$$P_{\text{dryer}} = 0,69 \text{ psi}$$

$$P_{\text{barometric}} = 0,69 - 0,1 = 0,68 \text{ psi}$$

14. Rotary Dryer

Fungsi = Menghilangkan kadar air kristal asam salisilat

Jumlah = 1 unit

Perhitungan:

Dari neraca massa dan neraca panas:

$$\text{Feed masuk} = 3991 \text{ kg/jam} = 8798 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Total panas} = 4111347,19 \text{ kJ/jam} = 3896805 \text{ btu/jam}$$

Suhu bahan masuk = $60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$
 Suhu bahan keluar = $65^{\circ}\text{C} = 149^{\circ}\text{F}$
 Suhu udara masuk = $70^{\circ}\text{C} = 158^{\circ}\text{F}$
 Suhu udara keluar = $37^{\circ}\text{C} = 98,6^{\circ}\text{F}$

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
158,0	Higher Temp	140	18	Δt_2
149	Lower Temp	98,6	50,4	Δt_1
9,0	Differences	41,4	-32,4	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

Log Mean Temperature Difference, LMTD:

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{-32,4}{\ln \frac{18}{50,4}} \\
 &= 31,47^{\circ}\text{F} = 273 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Perhitungan area of drum, A:

Asumsi solid velocity, $U_s = 0,0002 \text{ m/d}$ (Ulrich, table 4-10)

$$\text{Area aliran solid, } A_s = \frac{ms}{\rho_s \times U_s}$$

Keterangan: A_s = Area drum yang dilewati solid, m^2

ms = Rate solid, kg/dt

ρ_s = Densitas solid, kg/m^3

U_s = Solid velocity, m/dt

Rate solid = $3991 \text{ kg/jam} = 1,11 \text{ kg/dt}$

$\rho_s = 1440 \text{ kg/m}^3$

$U_s = 0,0002 \text{ m/dt}$

$$A_s = \frac{ms}{\rho_s \times U_s} = \frac{1,11}{1440 \times 0,0002} = 3,85 \text{ m}^2$$

$$A_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 = 3,85$$

$D = 2,21 \text{ m}$ (standar diameter 1-4 m)

Perhitungan koefisien volumetric heat transfer, U_a :

$$U_a = \frac{240 \times G^{0,67}}{D} \quad (\text{Ulrich, table 4-10})$$

Keterangan:

U_a = koefisien volumetrik heat transfer, $\text{J/m}^3 \cdot \text{dt} \cdot \text{K}$

$G^{0,67}$ = gas mass velocity $\text{kg/dt} \cdot \text{m}^2$
(maksimum $5 \text{ kg/dt} \cdot \text{m}^2$; Ulrich table 4-10)

D = diameter dryer, m

$G = 2 \text{ kg/dt} \cdot \text{m}^2$ (asumsi)

$D = 2,21 \text{ m}$

$$U_a = \frac{240 \times 2^{0,67}}{2,21} = 172,4 \text{ J/m}^3 \cdot \text{dt} \cdot \text{K}$$

Perhitungan panjang rotary drum:

$$Q = U_a \times V \times \Delta T \quad (\text{Perry 6ed, pers 20-35})$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \cdot L \quad (\text{volume silinder})$$

Keterangan:

Q = Panas total, J/dt

U_a = Koefisien volumetrik heat transfer, $\text{J/m}^3 \cdot \text{dt} \cdot \text{K}$

V = Volume drum, m^3

ΔT = LMTD, K

D = Diameter drum, m

L = Panjang drum, m

$$Q = U_a \times V \times \Delta T \quad (\text{Perry 6ed, pers 20-35})$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \cdot L$$

$$= 0,79 \times 4,9 \text{ L}$$

$$Q = U_a \times \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \cdot L\right) \times \Delta T$$

Total panas pada system:

$$Q = 4111347,19 \text{ kJ/jam} = 1142040,89 \text{ J/dt}$$

$$U_a = 172,4 \text{ J/m}^3 \cdot \text{dt} \cdot \text{K}$$

$$\Delta T = 273 \text{ K}$$

$$Q = U_a \times \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \cdot L\right) \times \Delta T$$

$$1142040,89 = 170,5 \times 3,94 \text{ L} \times 273$$

$$1142040,89 = 0,00002 \text{ L}$$

$$L = 6,3 \quad (\text{standar } L/D \text{ 2-10})$$

Perhitungan time of pass, Θ :

$$\Theta = \frac{0,23 L}{SN^{0,9}D} \pm 0,6 \frac{BLG}{F}$$

$$B = 5 \times Dp^{-0,5}$$

Keterangan: Θ = time of pass, menit

L = panjang drum, m

S = slope drum, cm/m

N = speed, rpm

D = diameter drum, m

B = konstanta material

G = rate massa udara, kg/m².dt

F = rate solid, kg solid/jam.m²

Dp = berat partikel, μ m

Ketentuan:

S = Slope drum = 0-8 cm/m

G = Rate massa udara = maksimum 5 kg/m².dt

Asumsi:

Dp = ukuran partikel = 0,0012 m = 1200 μ m

G = rate massa udara = 2 kg/m².dt

S = slope drum = 2 cm/m

N = speed = 3,29 rpm

Kecepatan peripheral = 60-75 ft/menit

Dipilih = 75 ft/menit

$$\text{Kecepatan putar (N)} = \frac{75}{2\pi \times D/2}$$

$$D = 2,21 \text{ m}$$

$$= 7,26 \text{ ft}$$

$$\Theta = \frac{0,23 L}{SN^{0,9}D} \pm 0,6 \frac{BLG}{F}$$

$$= \frac{0,23 \times 6,3}{2 \times 3 \times 2,21} + 0,6 \frac{0,14 \times 6,3 \times 2}{1037}$$

$$= 0,11 + (0,6 \times 0,002)$$

$$= 0,11 \text{ menit}$$

Perhitungan sudut rotary drum:

$$\begin{aligned}
 \text{Slope} &= 2 \text{ cm/m} \\
 \text{Panjang drum} &= 6,3 \text{ m} \\
 \text{Slope aktual} &= 2 \text{ cm/m} \times 6,3 \text{ m} \\
 &= 12,6 \text{ cm} = 0,126 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tg } \alpha = 6,2^\circ$$

$$\text{Sudut rotary: } \alpha = 6,2^\circ$$

Perhitungan flight rotary drum:

Ketentuan:

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi flight} &= 1/12D - 1/8D \\
 \text{Panjang flight} &= 0,6 \text{ m} - 2 \text{ m} \\
 \text{Jumlah flight 1 circle} &= 2,4D - 3D
 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi: tinggi flight} = 0,125 D$$

$$\text{Panjang flight} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah flight 1 circle} = 3 D$$

$$\text{Diameter drum, } D = 2,21$$

$$\text{Panjang drum, } L = 6,3$$

$$\text{Tinggi flight} = 0,125 D \times 2,21 = 0,28$$

$$\text{Jumlah flight 1 circle} = 3 D = 3 \times 2,21 = 7 \text{ buah}$$

$$\text{Total circle} = \text{panjang drum} / \text{panjang flight}$$

$$\text{Total circle} = 6,3/2$$

$$= 3,15 \text{ digunakan } 4 \text{ buah}$$

$$\text{Total jumlah flight} = \text{total circle} \times \text{jumlah flight tiap circle}$$

$$\text{Total jumlah flight} = 4 \times 7 = 28 \text{ buah}$$

Perhitungan tebal shell drum

Rotary drum memakai *shell* dari *carbon steel* SA 283 grade C dengan *stress allowable* = 12650 psi

Untuk las dipakai *double welded butt joint* dengan efisiensi 80%, faktor korosi C = 0,125

$$D = 2,21 \text{ m} = 7,26 \text{ ft}$$

$$H = 6,3 \text{ m} = 20,68 \text{ ft}$$

Tebal shell, digunakan API-ASME Code:

Digunakan tekanan operasi = 14,7 psi

Tekanan desain tangki bertekanan = $1,2 \times \text{Pop} = 17,6$ psi

$$\begin{aligned} ts &= \frac{P \times D}{2.f.e-P} + C \\ &= \frac{17,6 \times 7,26 \times 12}{2 \times 12650 \times 0,8 - 17,6} + 0,125 \\ &= \frac{1537}{20222,4} + 0,125 \\ &= 0,2 \text{ in} \\ &= 4/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Isolasi:

Rock isolasi dipakai setebal 4 in

Diameter dalam rotary = 7,26 ft

Diameter luar rotary = $7,26 + (2 \times (4/16)/12) = 7,3$ ft

Diameter rotary terisolasi = $7,3 + (2 \times (4/16)) = 7,97$ ft

Perhitungan power rotary:

$$hp = \frac{N \times (4,75dw + 0,1925D.W + 0,33W)}{100000}$$

dengan :	N	=	putaran rotary	=	3,29 rpm
	d	=	diameter shell	=	7,26 ft
	W	=	berat bahan	=	8798
	D	=	diameter + 2	=	9,26 ft
	W	=	berat total ; lb		

Perhitungan berat total

a) Berat shell

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Do	=	Diameter luar shell	=	9,26	ft
Di	=	diameter dalam shell	=	7,26	ft

$$\begin{aligned}
 L &= \text{panjang drum} &= 20,68 &\text{ ft} \\
 \rho &= \text{density steel} &= 482 &\text{ lb/cuft} \\
 W_e &= 3.14/4 \times (85,8 - 52,75) \times 20,7 \times 482 \\
 &= 258657,79 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

b) Berat isolasi

$$\begin{aligned}
 W_e &= \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho \\
 D_o &= \text{Diameter luar isolasi} &= 7,97 &\text{ ft} \\
 D_i &= \text{diameter dalam isolasi} &= 7,31 &\text{ ft} \\
 L &= \text{panjang drum} &= 20,68 &\text{ ft} \\
 \rho &= \text{density rock isolasi} &= 19 &\text{ lb/cuft} \\
 W_e &= 3,14/4 \times (63,54 - 53,36) \times 20,68 \times 19 \\
 &= 3141,61 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

c) Berat Bahan Dalam Drum

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk solid hold up} &= 15\% \quad (\text{Ulrich T.4-10}) \\
 \text{Rate massa} &= 8798 \text{ lb} \quad \text{berat bahan} \\
 &= 1,15 \times 8798 = 10118 \text{ lb} \\
 \text{Berat Total} &= 271917,2 \text{ lb} \\
 \text{Berat lain diasumsikan } 15\%, \text{ maka berat total} &= 1,15 \times 8798 \\
 &= 10117,8 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hp &= \frac{N_x(4,75dw + 0,1925D.W + 0,33W)}{100000} \\
 &= 9,98
 \end{aligned}$$

dengan efisiensi motor = 75%

$$P = 13,3 \text{ hp}$$

15. Cyclone

Fungsi : Menangkap asam salisilat yang terikut udara panas

Jumlah : 1 unit

Perhitungan:

Laju alir bahan = 1923,12 kg/hari

Komponen	Massa	X	ρ (kg/m ³)	Volume
	(kg/hari)			(m ³ /hari)
Asam salisilat	1923,12	1	1440	1,34
Total	1923,12	1		1,34

$$\rho = 1440 \text{ kg/m}^3$$

$$T \text{ gas masuk} = 37 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$\mu \text{ udara } (\mu_g) = 0,018 \text{ Cp} = 1,80\text{E-}05 \text{ kg/m.s}$$

$$\rho \text{ udara } (\rho_g) = 0,923 \text{ kg/m}^3 = 0,0576 \text{ lbm/ft}^3$$

Penentuan dimensi cyclone

$$D_{p,th} = \left(\frac{9 \times \mu_g \times B_c}{\pi \times N_s \times v_{in} \times (\rho_p - \rho_g)} \right)^{0.5}$$

Dimana:

$$v_{in} = \text{Kecepatan gas masuk cyclone} = 15 \text{ m./s}$$

(Perry 8th, p: 17-32)

Berdasarkan Perry edisi 8 grafik 17-38, diperoleh

$$N_s = \text{Jumlah putaran efektif dalam cyclone} = 3,5$$

Dari Grafik 17-39 Perry edisi 8, untuk efisiensi = 98%, didapat

$$d_{pi}/D_{p,th} = 9$$

$$D_{pi} = 0,425 \text{ mm} = 0,000425 \text{ m}$$

$$D_{p,th} = \frac{D_{pi}}{9} = 4,72222E-05 \text{ m}$$

$$2,2299E-09 = \frac{9 \times 1,80E-05 \times B_c}{3,14 \times 3,50 \times 15 \times 1439,08}$$

$$B_c = \frac{0,00053}{0,00016}$$

$$= 3,27 \text{ M}$$

Dimensi cyclone

$$D_c = 4 B_c = 13,06 \text{ m}$$

$$D_e = 1/2 D_c = 6,53 \text{ m}$$

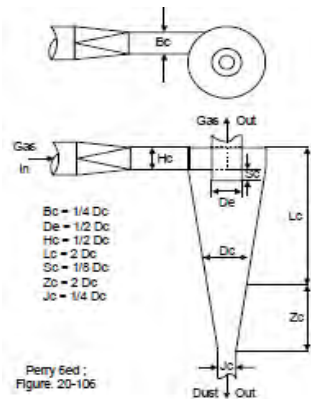
$$H_c = 2 B_c = 6,53 \text{ m}$$

$$L_c = 2 D_c = 26,12 \text{ m}$$

$$S_c = 1/8 D_c = 1,63 \text{ m}$$

$$Z_c = 2 D_c = 26,12 \text{ m}$$

$$J_c = 1/4 D_c = 3,27 \text{ m}$$



PABRIK ASAM SALISILAT BERBAHAN BAKU PHENOL
MENGUNAKAN PROSES KARBOKSILASI KOLBE-SCHMITT

S	Steam	SC	Steam Condensat
CW	Cooling Water	CTWR	Cooling Water Return
	Nomor Aliran	WP	Water Process
	Tekanan (atm)		Bahan Baku
	Suhu (C)		Produk

43	F-173	Bin Penampung <i>by-product</i>	1
42	F-126	Bin Penampung Asam Salisilat 2	1
41	F-125	Bin Penampung Asam Salisilat 1	1
40	J-124	<i>Bucket Elevator</i>	1
39	E-122	<i>Heater</i>	1
38	G-121	<i>Blower</i>	1
37	B-120	<i>Rotary Dryer</i>	1
36	J-271	<i>Belt Conveyor</i>	1
35	H-270	<i>Centrifuge</i>	1
34	L-172	Pompa	1
33	F-171	<i>Batch Cycle Tank 5</i>	1
32	R-260	Reaktor Asam Salisilat	1
31	L-165	Pompa	1
30	A-164	Tangki Pemanas Asam Sulfat 98%	1
29	E-263	<i>Heater</i>	1
28	L-162	Pompa	1
27	F-161	<i>Batch Cycle Tank 4</i>	1
26	H-250	<i>Filter Press</i>	1
25	L-152	Pompa	1
24	F-151	<i>Batch Cycle Tank 3</i>	1
23	E-344	Bin Penyimpan Karbon Aktif	1
22	M-240	Tangki Decolorasi	1
21	L-143	Pompa	1
20	F-142	<i>Batch Cycle Tank 2</i>	1
19	L-141	Pompa	1
18	E-335	Kondensor	1
17	E-134	<i>Heater</i>	1
16	G-133	Kompresor	1
15	R-230	Reaktor Unggun Fluidisasi	1
14	F-332	<i>Lock Hopper</i>	1
13	J-331	<i>Screw Conveyor</i>	1
12	G-312	<i>Steam Jet Ejector</i>	1
11	E-311	<i>Barometric Condensor</i>	1
10	B-310	<i>Vacuum Dryer</i>	1
9	J-313	<i>Belt Conveyor</i>	1
8	F-312	Bin Penyimpan Phenol	2
7	L-122	Pompa	
6	F-121	<i>Batch Cycle Tank 1</i>	1
5	R-210	Reaktor Natrium Phenolate	1
4	L-111	Pompa	1
3	M-110	Tangki Pelarutan	1
2	J-212	<i>Belt Conveyor</i>	1
1	F-211	Bin Penyimpan NaOH	2
No	Kode	Nama Alat	Jumlah

Digambar Oleh : Catur Puspitasari 2313 030 093
Eriska ahyu Kusuma 2313 030 099

Diperiksa Oleh : Ir. Elly Agustiani, M.Eng

NIP. 19580819 198503 2 003

Flowsheet
PABRIK ASAM SALISILAT BERBAHAN BAKU PHENOL
MENGUNAKAN PROSES KARBOKSILASI KOLBE-SCHMITT

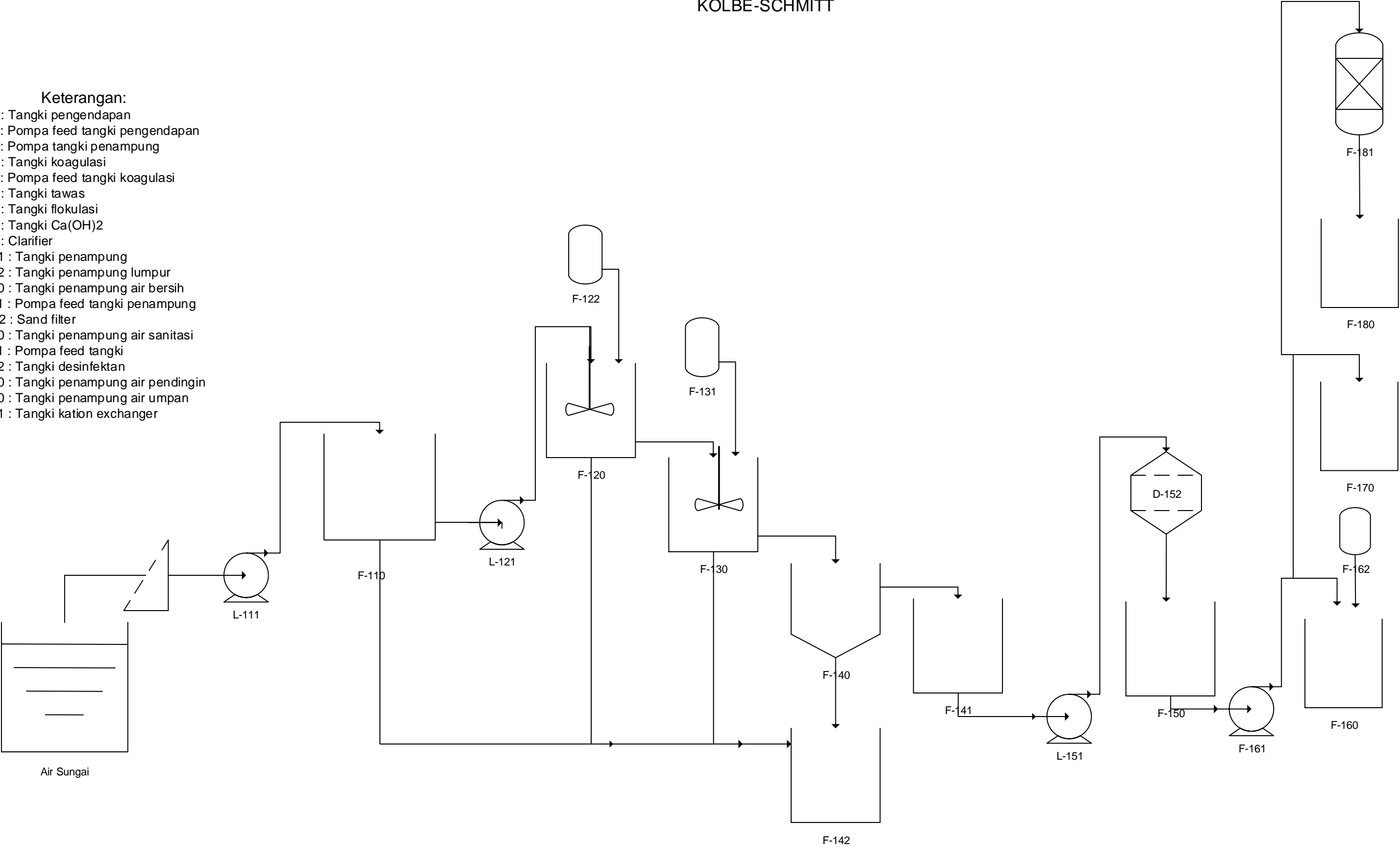


PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2016

Stream No	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	
T(°C)	30	30	69	30	90	93	90	90	90	175	30	144,5	175	30	30	30	60	60	60	60	70	65	37	37	37	37	
P (atm)	1	1	1	1	1	0,57	0,57	0,57	1	4	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Komponen	TABEL NERACA MASSA PABRIK ASAM SALISILAT BERBAHAN BAKU PHENOL MENGGUNAKAN PROSES KARBOKSILASI KOLBE-SCHMITT																										
Phenol				77016,96	10012,20				10012,20				10012,20		143,17	0,38	142,79			1064,63	2,18	1062,45		2,18			
Natrium hidroksida	29793,79			29793,79		1281,13							1281,13		1281,13	0,24	1280,89										
Natrium phenolate					82686,72				82686,72				1138,87			1,28	1137,73										
Karbon dioksida										31078,01		146,07															
Natrium salisilat													112468,55		112468,55	300,43	112168,11			1121,68	2,30	1119,38		2,28			
Karbon aktif														962,71	10842,99	10842,99											
Asam sulfat																		36053,70	36053,70								
Asam salisilat																			95777,55	95777,55			93854,43	1923,12	38,46	1884,66	
Natrium sulfat																			52241,07	107,14	52133,94		107,14				
Air		24376,74	24376,74	7,70	37215,14			18570,96	18644,18		899748,38	18644,18	899748,38		899748,38	2403,47	899748,38	735,79	898655,67	1843,02	896812,65		619,74	1223,28	269313,12		
Karotenoid													11,25														
Udara panas																						268089,84		268089,84			
Saturated steam						7129,44																					
Condensate							7129,44																				
Impuritis										3,11		3,11															
TOTAL	29793,79	24376,74	54170,54	77024,66	131195,19	7129,44	7129,44	18570,96	112624,24	31081,12	899748,38	18793,36	1024660,38	962,71	1025623,09	13548,79	1014477,90	36789,49	1084914,30	97732,19	951128,42	268089,84	94585,77	271236,24	269351,58	1884,66	

FLOWSHEET UTILITAS PABRIK ASAM SALISILAT BERBAHAN
 BAKU PHENOL MENGGUNAKAN PROSES KARBOKSILASI
 KOLBE-SCHMITT

- Keterangan:
1. F-110 : Tangki pengendapan
 2. L-111 : Pompa feed tangki pengendapan
 3. L-112 : Pompa tangki penampung
 4. F-120 : Tangki koagulasi
 5. L-121 : Pompa feed tangki koagulasi
 6. F-122 : Tangki tawas
 7. F-130 : Tangki flokulasi
 8. F-131 : Tangki Ca(OH)₂
 9. F-140 : Clarifier
 10. F-141 : Tangki penampung
 11. F-142 : Tangki penampung lumpur
 12. F-150 : Tangki penampung air bersih
 13. L-151 : Pompa feed tangki penampung
 14. D-152 : Sand filter
 15. F-160 : Tangki penampung air sanitasi
 16. L-161 : Pompa feed tangki
 17. F-162 : Tangki desinfektan
 18. F-170 : Tangki penampung air pendingin
 19. F-180 : Tangki penampung air umpan
 20. F-181 : Tangki kation exchanger



BAB X

KESIMPULAN

Dari uraian proses pabrik asam salisilat berbahan baku phenol menggunakan proses karboksilasi Kolbe-schmitt ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik asam salisilat berbahan baku phenol menggunakan proses karboksilasi Kolbe-schmitt adalah sebesar 91,2 ton/hari atau 30000 ton/tahun
2. Bahan baku yang digunakan adalah phenol sebesar 77 ton/hari
3. Proses pembuatan asam salisilat ini melalui beberapa tahapan proses yaitu:
 - a. Proses pembuatan natrium phenolat dari phenol dan natrium hidroksida 55%.
 - b. Proses karboksilasi untuk mengkonversi natrium phenolat menjadi natrium salisilat menggunakan gas karbon dioksida.
 - c. Proses adsorpsi untuk menghilangkan warna coklat natrium salisilat menggunakan karbon aktif.
 - d. Proses presipitasi untuk menghasilkan asam salisilat dengan mereaksikan natrium salisilat dengan asam sulfat 98%.
 - e. Proses sentrifugasi untuk memisahkan kristal asam salisilat dengan larutan *by-product* yaitu natrium sulfat.
4. Hasil dan limbah

Hasil utama berupa asam salisilat, sedangkan produk samping berupa natrium sulfat.

Limbah dari pabrik aseton antara lain:

 - Limbah padat berupa cake karbon aktif dari proses filtrasi yang akan diaktifasi kembali, dan lumpur yang akan diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan.
 - Limbah gas berupa *excess* gas CO₂ dari reaktor yang akan ditampung untuk diolah menjadi es kering.

DAFTAR PUSTAKA

- Anon., 2013. *Stainless Steel Grade for High Temperature*. Florida, Dekoron Uniterm LLC.
- Anonim. (2015). *Salicylic Acid*. Retrieved December 1, 2015, from Wikipedia: https://en.wikipedia.org/wiki/Salicylic_acid
- Andrews, G. H. (1961). *Plant Requirements for Manufacture of Salicylic Acid*. Washington DC: International Cooperation Administration.
- Austin, G. (1984). *Shreve's Chemical Process Industries*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Faith, W. L. (1961). *Industrial Chemical*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Brownell, L. & Young, E., 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Folayan, P. C. O., Pam, D. G. & Habib, Y. B., 2015. Fluidised Bed Combustion: Towards Alternative Ways of Energy. *Journal of Energy Technologies and Policy*, 5(2).
- Foust, A., 1960. *Principles of Unit Operations*. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Geankoplis, C., 1993. *Transport Processes and Unit Operations*. 3rd ed. Englewood Cliffs: Prentice-Hall International, Inc.
- Hayat, S. (2007). *Salicylic Acid- A Plant Hormone*. India: Springer.
- Himmelblau, D., 1996. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. 6th ed. s.l.:Prentice Hill.
- Jansen, G., 1983. *Making Pure Salicylic Acid*. United States of America, Patent No. 4,376,867.
- Kern, D. Q., 1965. *Process Heat Transfer*. International Student ed. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Kristin. (2007). *Asam Salisilat dari Phenol*. Banten: Universitas Sultan Ageng Tirtayasa.
- Kunii, D. & Levenspiel, O., 1991. *Fluidization Engineering*. 2nd ed. Boston: Boston Butterwoth.

- Levenspiel, O., New York. *Chemical Reaction Engineering*. 3rd ed. 1999: John Wiley & Sons.
- Ludwig, E., 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 2*. Houston: Gulf Professional Publishing.
- Perry, R. & Green, D., 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th ed. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Prajitno, D., 2012. *Desain Bejana*. Surabaya: ITS Press.
- Pontz, N. P. (1965). *US Patent No. 3359307*.
- Sinnott, R. K., 1993. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Volume 6*. 2nd ed. Great Britain: BPC Wheatons Ltd.
- Smith, R., 1995. *Chemical Process: Design & Integration*. New York: McGraw-Hill.
- Statistik, B. P. (n.d.). Retrieved Desember 1, 2015, from <http://bps.go.id>
- Ulrich, G., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. United States of America: John wiley & sons, Inc.
- VanNess, J. M. S. & H. C., 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 4th ed. Singapore : Mc-Graw Hill.

BIODATA PENULIS

PENULIS I



Penulis bernama Eriska Wahyu Kusuma dilahirkan di Surabaya, 6 September 1996 merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan, yaitu: SD Negeri Sidotopo II/49 Surabaya, SMPN 41 Surabaya, SMA Negeri 1 Surabaya tahun 2013, penulis mengikuti ujian masuk D III FTI-ITS dan diterima di jurusan D III Teknik Kimia pada tahun 2013 dan terdaftar dengan NRP 2313 030 099.

Selama kuliah, penulis aktif berorganisasi di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia dengan bergabung dalam bidang Komunikasi dan Informasi (Kominfo) sebagai staf periode kepengurusan 2014/2015, selain itu penulis juga aktif berorganisasi di BEM FTI dalam departemen Hubungan Luar (Hublu) sebagai staf periode kepengurusan 2014/2015. Email : eriskawahyu@gmail.com.

PENULIS II



Penulis bernama Catur Puspitasari dilahirkan di Tuban, tanggal 03 Januari 1995, merupakan anak keempat dari 4 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan, yaitu: SD Negeri 3 Klumpit Tuban, SMP Plus Al-Fatimah Bojonegoro, SMA Negeri 1 Bojonegoro tahun 2013, penulis mengikuti ujian masuk D III FTI-ITS dan diterima di jurusan D III Teknik Kimia pada tahun 2013 dan terdaftar dengan NRP 2313 030 093.

Selama kuliah, penulis aktif berorganisasi di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia dengan bergabung dalam bidang Akademik dan Kesejahteraan Mahasiswa (Akesma) sebagai staf periode kepengurusan 2014/2015 dan 2015/2016. Email : caturpus@gmail.com